
DIPLOMARBEIT

Herr Ing.
Andreas Ceckovic

Optimierung des Wasser-
aufbereitungsprozesses in
der Stahlerzeugung

Mittweida, 2012

DIPLOMARBEIT

Optimierung des Wasser-
aufbereitungsprozesses in
der Stahlerzeugung

Autor:
Herr Ing. Andreas Ceckovic

Studiengang:
Maschinenbau

Seminargruppe:
KM08w2MVA

Erstprüfer:
Prof. Dr. rer. nat. Frank Köster

Zweitprüfer:
Dipl.-Ing. Dr. nat. techn. Martin Goetz

Einreichung:
Mittweida, Sept. 2012

Verteidigung/Bewertung:
Mittweida, 2012

Bibliographische Beschreibung:

Andreas Ceckovic:

Optimierung des Wasseraufbereitungsprozesses in der Stahlerzeugung. – 2012. –
61 S. , Linz, Hochschule Mittweida Fakultät Maschinenbau, Diplomarbeit, 2012

Referat:

Ziel dieser Diplomarbeit ist, die derzeitige Abwassersituation anhand vergangener Projekte zu analysieren und die benötigten Frischwasser- und anfallenden Abwassermengen zu reduzieren. Dieser Weg ist einerseits aus kostentechnischen Gründen, wie dem Wasserpreis und den Abwassergebühren, andererseits auch aus dem Aspekt der Ressourcenschonung und der Gesetzgebung sehr wichtig.

Vorwort

Diese Diplomarbeit war nur durch die Unterstützung und Hilfe einer Vielzahl von Personen möglich, weshalb ich mich an dieser Stelle bei allen bedanken möchte.

Ein großes Dankeschön möchte ich Herrn Prof. Frank Köster aussprechen, der während der Erstellung der Diplomarbeit mit nützlichen Tipps, Anregungen und Hilfe konstruktiv unterstützt hat.

Ein weiterer Dank gilt Herrn Martin Goetz, meinem Betreuer seitens der Siemens VAI Metals Technologies, der mit großer Sorgfalt alle Fragen beantwortete, gleichzeitig immer wieder kritische Blicke auf meine Arbeit warf und sich trotz seiner Auslastung regelmäßig Zeit nahm, um darüber zu diskutieren.

Nicht zuletzt geht ein besonderer Dank an meine Familie und im Speziellen an meine Freundin, Sandra Haderer, für die alltägliche Unterstützung und Hilfe während der gesamten Studienzeit, besonders aber in der zeitintensiven Diplomarbeitsphase.

All jenen, die direkt oder indirekt zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben, sei an dieser Stelle ebenfalls für ihre Hilfe gedankt.

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis.....	iii
Abbildungsverzeichnis	iv
Abkürzungsverzeichnis	v
1 Problemstellung, Aufgabenstellung, Lösungsweg.....	1
1.1 Problemstellung.....	1
1.2 Aufgabenstellung.....	2
1.3 Lösungsweg	2
2 Grundlagen	4
2.1 Abwasserreinigung	4
2.1.1 Definition Abwasser	4
2.1.2 Mögliche Kühlwasserkreisläufe ausgewählter Prozesse.....	5
2.1.3 Aufbereitungsverfahren des Prozesskühlwassers.....	10
2.1.4 Ionenaustauscher.....	11
2.1.5 Umkehrosmose	14
2.1.6 Langsam- und Schnellentcarbonisierung	15
2.1.7 Weiterführende Wasseraufbereitung.....	19
2.2 Rechtslage Abwasser.....	24
2.2.1 Europäisches Recht (EU).....	24
2.2.2 Österreichisches Recht.....	26
2.3 Zukünftige Märkte.....	27
2.4 Berechnungsmodell.....	29
2.4.1 Berechnungsprogramm UO	32
3 Evaluierung.....	36
3.1 Variante 1	37
3.2 Variante 2	42
3.3 Variante 3.....	45
3.4 Wirtschaftlicher Vergleich der Varianten.....	46
4 Zusammenfassung und Ausblick	53
Literaturverzeichnis	59
Anlagen.....	vii

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1	Flussbild Durchlaufkühlung	6
Abbildung 2	Flussbild geschlossener Kühlkreislauf	7
Abbildung 3	Flussbild offener Kühlkreislauf	8
Abbildung 4	Layout Kühlsystem Strangguss.....	9
Abbildung 5	Schematische Darstellung eines Anionenaustauschers (links) und eines Kationenaustauschers (rechts).....	12
Abbildung 6	Prinzipieller Aufbau eines Ionenaustauschers.....	13
Abbildung 7	Prinzip der Umkehrosmose	15
Abbildung 8	Schema der Langsamentcarbonisierung (nach Soine)	16
Abbildung 9	Schema einer Schnellentcarbonisierung.....	17
Abbildung 10	Bewertung von Entwässerungsmöglichkeiten	18
Abbildung 11	Übersicht zu den Membrantechnologien	20
Abbildung 12	Infrarotverdampfer	21
Abbildung 13	Wirbelschichtverdampfer	23
Abbildung 14	Weltrohstahlerzeugung (Tabelle).....	28
Abbildung 15	Weltrohstahlerzeugung (Diagramm)	28
Abbildung 16	Grundkonzept des Kühlprozesses (indirekte Kühlung).....	30
Abbildung 17	Eingabemaske IMS Design	33
Abbildung 18	Datenblatt Membran SWC5-LD	33
Abbildung 19	Detaillierter Bericht IMS Design.....	35
Abbildung 20	Abwasserströme mit Optimierungspotential	36
Abbildung 21	Auslegung eines Ionenaustauschers für eine Enthärtung	38
Abbildung 22	Auszug aus Frachtenrechnung Variante 1, Zusatzwasser	39
Abbildung 23	Flusswasseraufbereitung Vorprojekt, Abbildung 1/2.....	40
Abbildung 24	Flusswasseraufbereitung Vorprojekt, Abbildung 2/2.....	41
Abbildung 25	Auszug aus Frachtenrechnung Variante 1, Blow down water..	42
Abbildung 26	Einplanung Umkehrosmose und Rückführung, Variante 2	43
Abbildung 27	Vergleich der Ionenaustauscherleistung, Variante 1 und 2	44
Abbildung 28	Umkehrosmose anstatt Ionenaustauscher, Variante 3	46
Abbildung 29	Wirtschaftlicher Vergleich der Varianten.....	52
Abbildung 30	Zusammenhang Wasserpreis und Amortisationsdauer	56

Abkürzungsverzeichnis

°dH	Grad deutsche Härte
AAEV	Allgemeine Abwasseremissionsverordnung
ABVV	Abwasserverordnung
AEUV	Vertrag über die Arbeitsweise der Europäischen Union
AEV	Abwasseremissionsverordnung
BAT	Best Available Techniques
BGBI	Bundesgesetzblatt
BREF	Best Available Technique Reference Documents
BRIC	Brasilien, Russland, Indien, China
BVT	Beste verfügbare Techniken
bzw.	beziehungsweise
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V.
EGV	Vertrag zur Gründung der Europäischen Gemeinschaft
EU	Europäische Union
GUS	Gemeinschaft unabhängiger Staaten
GW	Global water intelligence
IED	Industrieemissionsrichtlinie (Industrial Emission Directive)
IEV	Indirekteinleiterverordnung
OECD	Organisation for Economic Co-operation and Development
SVAI MT	Siemens Voest Alpine Industrieanlagenbau – Metals Technologies
UO	Umkehrosmose
WRG	Wasserrechtsgesetz
z. B.	zum Beispiel

1 Problemstellung, Aufgabenstellung, Lösungsweg

1.1 Problemstellung

Die SVAI MT, mit Stammsitz in Linz, gehört zu den weltweit führenden Unternehmen auf dem Gebiet von Engineering und Anlagenbau für die Eisen- und Stahlindustrie. Vom Standort Linz aus wird die gesamte Palette an Technologien und Services für jeden Verfahrensschritt entlang der Prozessroute angeboten. Von der Rohstoffaufbereitung über die Eisen- und Stahlerzeugung, bis zum Walzen und zur Endbehandlung von Hochqualitäts-Stahlprodukten.

Für alle involvierten technologischen Prozesse liefert die Siemens VAI MT die modernsten Lösungen in den Bereichen Elektrik, Automation und Umwelttechnik sowie umfassende Pakete von Serviceleistungen für den gesamten Lebenszyklus metallurgischer Anlagen. Die optimierte Integration von metallurgischen Anlagen, Prozessen und Systemen ist eine der zahlreichen Stärken der Siemens VAI.

Die Kunden der Siemens VAI fordern mehr und mehr, dass speziell die Abwassermengen und auch die benötigten Frischwassermengen reduziert werden.

Weiters ist für die Siemens VAI MT die Weiterführung des „Green Company“ Gedankens von großer Bedeutung, somit müssen ständig neue Wege gefunden werden, um Energie bzw. Rohstoffe einzusparen.

Aus diesen Gründen wurde das Ursprungsprojekt „Optimierung des Wasseraufbereitungsprozesses, um Wasser während der Stahlerzeugung einzusparen (zero liquid discharge)“, gestartet.

1.2 Aufgabenstellung

Allgemeines zur Stahlerzeugung

Grundsätzlich benötigt man bei der Stahlerzeugung sehr große Wassermengen. Diese werden unter anderem für die direkte und indirekte Kühlung verwendet. Das benötigte Wasser kann aus verschiedenen Entnahmekquellen kommen, z.B. Flusswasser, Trinkwasser oder auch aus anderen Bereichen des Stahlwerks. Je nach Entnahmekquelle beinhaltet das Wasser andere Bestandteile und muss anders aufbereitet werden. Im späteren Verlauf dieser Arbeit wird anhand einer Beispielanlage näher darauf eingegangen.

Das Kühlwasser wird mehrmals im Kreislauf geführt, solange bis gewisse Wasserparameter eine Größe erreichen, wo die Gefahr von Ausfällungen und ebenso die Aggressivität des Wassers steigen. Wenn dieser Punkt erreicht ist, dann muss ein Teil des Wassers ausgeschieden werden (Blow down water) um eine gleichbleibende Wasserqualität der Prozesse zu gewährleisten.

Diese Wassermengen gehen derzeit als Abwasser verloren. Um große Teile dieses verunreinigten Wassers weiterverwenden zu können, sind einige verschiedene Verfahrensschritte notwendig. Die fehlenden Wassermengen, die durch das Blow down water aus dem Kreislauf ausgeschieden sind, müssen mit aufbereitetem Wasser, dem sogenannten Zusatzwasser oder Make up water aufgefüllt werden.

Bei erfolgreichem Abschluss dieses Projektes, soll dieses Konzept auch in anderen Bereichen Anwendung finden.

1.3 Lösungsweg

Durch verschiedene Kundenanforderungen, bzw. je nachdem welches Wasser zum Einsatz kommt, kann keine allgemein gültige Lösung gefunden werden. Dadurch wird im Kapitel 3 auf eine bestimmte Anlage eingegangen und anhand dieser, die Aufgabenstellung abgearbeitet. Für weitere Projekte kann dieses Konzept verwendet werden, muss aber gegebenenfalls abgeändert werden.

Grundsätzlich gibt es mehrere Wege, wie das gewünschte Ziel erreicht werden kann, allerdings müssen hierbei einige Parameter eingehalten werden. Diese Parameter sind z.B. festgelegte Konzentrationsgrenzen in den Kühlturmbecken oder die Härtebildnergrenzen beim Zusatzwasser. Die oben genannten Lösungswege ergeben sich aus den verschiedenen Wasserströmen im Kühlkreislauf. Entscheidend für das beste Ergebnis ist einmal der Punkt an dem ein Reinigungsschritt eingeplant wird, vor oder nach einer Verschneidung des Abwassers und als zweites, wo das gereinigte Wasser wieder in den Kreislauf rückgeführt wird.

Aufgrund der verschiedenen Durchflussmengen und Konzentrationen, hat die Lage der Bauteile einen erheblichen Einfluss auf die Kosten für die Beschaffung und auch für den Betrieb (Regeneriermengen) der einzelnen Reinigungsverfahren.

Der nächste wichtige Punkt zur Lösungsfindung, ist die Wahl der Reinigungsschritte, dies kann z.B. ein Ionenaustauscher oder eine Umkehrosmose in erster Instanz sein. Diese Entscheidung hat dann wiederum großen Einfluss auf die nächsten Schritte. Das hoch konzentrierte Abwasser, dass beim Regenerieren des Ionenaustauschers entsteht, enthält einen sehr hohen Kalziumanteil. Dies könnte eventuell durch einen weiteren Reinigungsschritt, wie der Langsam- oder Schnellentcarbonisierung, bewerkstelligt werden.

Bei der Umkehrosmose wiederum fällt ein stetiger Konzentratfluss an.

Details zu der Technik und zu den Eigenschaften der einzelnen Reinigungsverfahren werden im Kapitel 2 näher erläutert.

Bei einer vollständigen Abwasserreinigung, in Verbindung mit hohen Konzentrationen, muss ein sehr großer Aufwand betrieben werden. Inwieweit sich der erhebliche Kostenaufwand zu dem zukünftigen Einsparungspotential rentiert, wird sich nach dem wirtschaftlichen Vergleich im Kapitel 3.4 zeigen.

Sicherlich ist der Gedanke einer umweltfreundlicheren und Ressourcen schonenden Anlage sehr wichtig und von großer Bedeutung, allerdings ist der Hauptgedanke des Kunden bei einer Neubeschaffung vermehrt: Wann rentiert sich diese Anlage?

2 Grundlagen

2.1 Abwasserreinigung

Um den Begriff Abwasserreinigung näher zu erläutern, muss vorher auf den Ausgangsstoff, also das Wasser, dass für den Prozess verwendet wird, näher eingegangen werden. Dieser Ausgangsstoff wird auch als Rohwasser bezeichnet. Ein gängiges Rohwasser im Bereich der Stahlerzeugung und Weiterverarbeitung ist das Oberflächenwasser, dazu zählt all jenes Wasser, das sich offen und ungebunden auf der Erdoberfläche befindet. Wie zum Beispiel Flüsse und Seen.

Als Grundlage dieser Arbeit wird ein bestehendes Vorprojekt der Siemens VAI herangezogen, bei diesem Projekt wird als Rohwasser Flusswasser verwendet. Das in der Natur vorkommende Wasser ist chemisch nicht rein. Auf seinem Weg durch die Atmosphäre, durch den Boden und die wasserführenden Gesteinschichten, nimmt das Wasser Bestandteile auf, die jedem Wasser, je nach seiner Herkunft ein bestimmtes, eigenes Gepräge geben. So unterscheiden sich bereits natürliche Grundwässer in Abhängigkeit von den geologischen Verhältnissen ihres Vorkommens außerordentlich stark, was sich zum Beispiel in den Parametern pH-Wert, Sauerstoffgehalt, Härte (Summe Erdalkalien), usw. äußert.¹

Um ein definiertes Kühlwasser zu erreichen sind je nach Rohwasserzusammensetzung verschiedene Reinigungsschritte erforderlich. Details zu den Bestandteilen einer industriellen Abwasserreinigung siehe Kapitel 2.1.2

2.1.1 Definition Abwasser

Abwasser ist durch den Gebrauch in verschiedenen Bereichen, in seinen natürlichen Eigenschaften verändertes Wasser. Durch unterschiedlich industriell gefertigte Produkte und Herstellverfahren variiert auch das dabei entstehende Abwasser, dies kann die unterschiedlichsten anorganischen und organischen Inhaltsstoffe und Konzentrationen aufweisen.² Abwässer schwanken in ihrer Zusammensetzung im Zyklus der aufeinander folgenden Produktionsschritte. Ihre Beschaffenheit

¹ Vgl. J. Mutschmann, F. Stimmelmayer: Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S.155

² Vgl. Lanxess AG: Reinhaltung von Abwasser mittels Lewatit, 2009, S.3

lässt sich nicht immer klar definieren. Abwässer können in kleinen Mengen auftreten, wenige Liter pro Tag, lassen sich dann bequem sammeln und irgendwann im Sammelbehälter entsorgen. Andere Abwässer, so auch die Abwässer der Stahlerzeugung, sind große Ströme von mehreren hundert Kubikmeter pro Stunde.

Aus diesen Gründen ist jedes Abwasser in seiner Beschaffenheit, Veränderbarkeit und in seinem jeweiligen Umfeld ein Unikat. Es bedarf jeweils einer eingehenden Analyse, um sich über die Natur des Abwassers klar zu werden und dabei ist die chemische Analyse nur der Anfang eines umfangreichen Arbeitsablaufes.³

Bei der Einleitung von industriellem Abwasser muss einiges beachtet werden. Um die Natur zu schützen und auch die richtige Funktion der kommunalen Kläranlage zu gewährleisten, sind vom Gesetz Emissionsgrenzen vorgeschrieben. Nur unter dieser Voraussetzung ist eine Einleitung in das kommunale Abwassersystem erlaubt. Emissionsgrenzen sind von Land zu Land sehr unterschiedlich, eine einheitliche, weltweite Verordnung gibt es diesbezüglich nicht, je nach Standort der Anlage muss dies vorher untersucht werden. Details zu der Rechtslage siehe Kapitel 2.2. Ist die Schadstoffbelastung im Abwasser zu hoch, also übersteigen die Inhaltsstoffe die vorgegebenen Grenzwerte, muss eine Sondergenehmigung oder eine vorherige Reinigung des Abwassers erfolgen.

2.1.2 Mögliche Kühlwasserkreisläufe ausgewählter Prozesse

Um eine geeignete Abwasserreinigung auszuwählen, müssen vorher einige Rahmenbedingungen, also Parameter, geklärt werden. Zu diesen Parametern zählen unter anderem die Inhaltsstoffe des Reinwassers, also dem gereinigten Wasser, dass unter anderem als Zusatzwasser verwendet wird. Je nach Einsatzbereich, sollen bestimmte Inhaltsstoffe nach der Reinigung nicht mehr oder nur mehr in gewisser Konzentration vorhanden sein.

Im Falle dieser Arbeit wird das Reinwasser für den Kühlkreislauf der Stahlerzeugung verwendet.

³ Vgl. Lanxess AG: Reinhaltung von Abwasser mittels Lewatit, 2009, S.3

Durchlaufkühlung, offener, geschlossener Kühlwasserkreislauf

Ein Kühlwasserkreislauf ist in drei grundlegenden Typen unterteilt, in durchlauf, geschlossen oder offen. Jeder dieser Typen hat vor oder Nachteile, beziehungsweise kann der Nachteil eines Typs bei einem bestimmten Anwendungsfall auch ein Vorteil sein. Im folgenden werden die einzelnen Typen inklusive deren Eigenschaften aufgelistet.

Durchlaufkühlung:

Bei einer Durchlaufkühlung ist der Hauptkreislauf also innerhalb des Prozesses offen, allerdings muss bei dieser Art von Kühlung die Temperatur kontrolliert werden, da bei einer Einleitung des verwendeten Wassers, der Fluss nicht zu stark erwärmt werden darf. Vorteile dieser Kühlung sind der einfache Aufbau und die kostengünstige Anschaffung und die Einsparung eines Wärmetauschers für den Wärmeabbau. Folgende Abbildung zeigt das Flussbild einer Durchlaufkühlung.



Abbildung 1 Flussbild Durchlaufkühlung

/ Siemens VAI intern/

Die Temperatur- und Entnahmeeinschränkungen des Flusswassers wirken sich nachteilig auf die Anwendung einer solchen Kühlung aus. Durchlaufkühlungen sind aus Sicht der Umwelt nicht mehr Stand der Technik, Grund dafür ist einerseits die Erwärmung des Flusses andererseits der Eintrag von Verschmutzungen aus dem Prozess.

Geschlossener Kühlkreislauf:

Bei einem geschlossenen Kühlkreislauf wird das Kühlmedium, in diesem Fall das Wasser ständig im Kreislauf gehalten. Um die im Prozess aufgenommene Wärme wieder abzubauen muss vor der Rückführung in den Prozess ein Wärmetauscher eingeplant werden. In der Abbildung 2 handelt es sich bei dem Wärmetauscher um einen Luftkühler. Hierbei nimmt die Luft an den Oberflächen der Kühlrippen die Wärme auf, je größer die umströmte Oberfläche umso größer die Wärmeabgabe.

Dieser Prozess kann durch den Einsatz eines Lüfters optimiert werden. Allerdings birgt dieser Kühlkreislauf in Kombination mit einem Luftkühler auch Nachteile. In besonders heißen Gebieten ist die Temperaturdifferenz zwischen Kühlmedium und Umgebungstemperatur zu gering und es kann nur durch erhöhten Kostenaufwand, also durch Verwendung großflächigerer Kühler, das Kühlwasser ausreichend weit heruntergekühlt werden. Weiters sind die Investitionskosten solcher Anlagen in Zusammenhang mit großen Durchflussmengen sehr hoch.

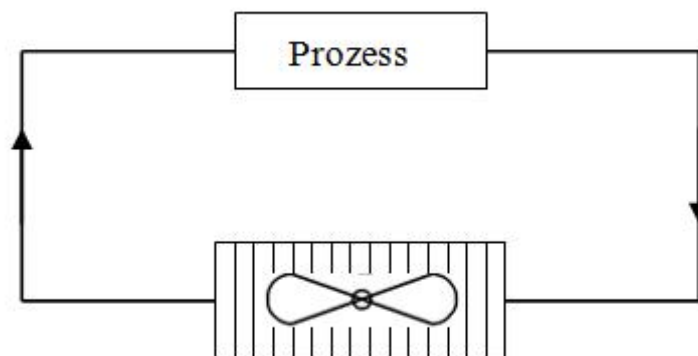


Abbildung 2 Flussbild geschlossener Kühlkreislauf
/ Siemens VAI intern/

Offener Kühlkreislauf:

Beim offenen Kühlkreislauf wird ebenfalls wie beim geschlossenen Kühlkreislauf das Kühlwasser im Kreislauf geführt allerdings wie der Name schon sagt ist der Kreislauf offen und das Wasser kommt in Kontakt mit der Umwelt. Bei der folgenden Abbildung 3 wird das Kühlwasser nach dem Prozessdurchlauf in einem Kühlturm abgekühlt. Ein Kühlturm ist ein Wärmetauscher, in dem Wasser Wärme durch den Kontakt mit Luft entzogen wird. Die Wärmeübertragung erfolgt demzufolge durch einen Wärmeaustausch zwischen Luft und Wasser und durch die Verdunstung eines Anteils des zu kühlenden Wassers. Allerdings birgt der offene Kreislauf, wie oben schon erwähnt auch einen Nachteil. Durch eine teilweise Verdunstung des Kühlwassers, muss das fehlende Wasser ersetzt werden und durch den Kontakt mit der Umwelt kommt es auch zu Verunreinigungen.

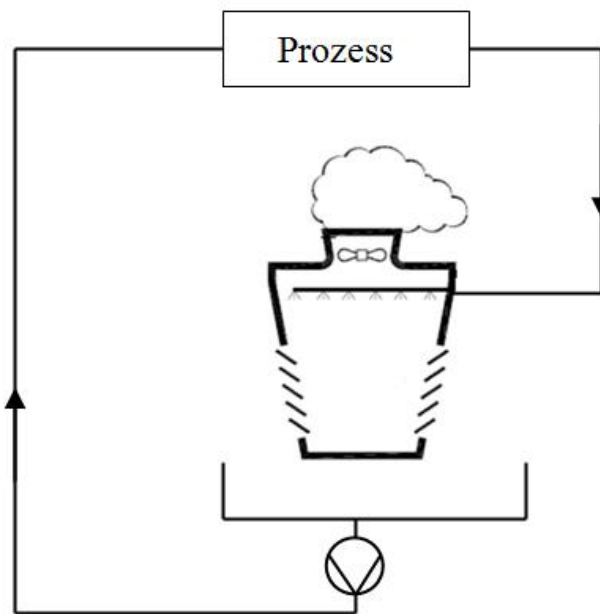


Abbildung 3 Flussbild offener Kühlkreislauf
/ Siemens VAI intern/

Zusätzlich zu der offenen, geschlossenen und Durchflussvariante wird auch noch unterschieden, wie der Prozess gekühlt wird. Dabei gibt es zwei Arten und zwar die direkte und indirekte Kühlung, beide Arten haben bestimmte Vor- und Nachteile.

Indirekte Kühlung

Bei der indirekten Kühlung gibt es keinen direkten Kontakt zwischen Kühlmedium und Produkt, also im Bezug auf die Stahlerzeugung besteht somit kein Kontakt zwischen dem Kühlwasser und dem Stahl. Die indirekte Kühlung ist ein offener Kreislauf, also z.B. bei Verwendung eines Kühlturmes oder auch ein geschlossener Kreislauf bei Verwendung geschlossener Wärmetauscher. Nach der Wärmeaufnahme und anschließender Abgabe im Wärmetauscher kann das Kühlwasser ohne vorheriger Reinigung im Kreislauf behalten werden, bis bei der offenen Variante gewisse Wasserparameter vorgegebene Grenzwerte überschreiten. Dies geschieht durch die vorher genannte Verdunstung gewisser Wassermengen, die dabei zurückgebliebenen Inhaltsstoffe konzentrieren sich Schritt für Schritt auf. Dann muss ein Teil des Kühlwassers abgelassen und durch Reinwasser ersetzt werden.

Die indirekte Kühlung findet im Stahlwerk z.B. beim Strangguss als Primärkühlung Anwendung. Unter Strangguss versteht man die Umformung von flüssigem Stahl zum fertigen Strang in verschiedensten Formen.

Bei der Primärkühlung handelt es sich um die Kühlung der Kokille. Siehe Abbildung 4, der eingezeichnete Wasserzufluss zur Kokille ist der Kühlkreislauf „Closed Machine Cooling“. Durch die Kühlung der Kokille erstarrt die Außenhaut des Stranges und gibt somit die Form des Stranges vor. Während des Gießens wird die Kokille in vertikale Schwingungen versetzt, um zu vermeiden dass der Strang am Kokillenrand festklebt.⁴

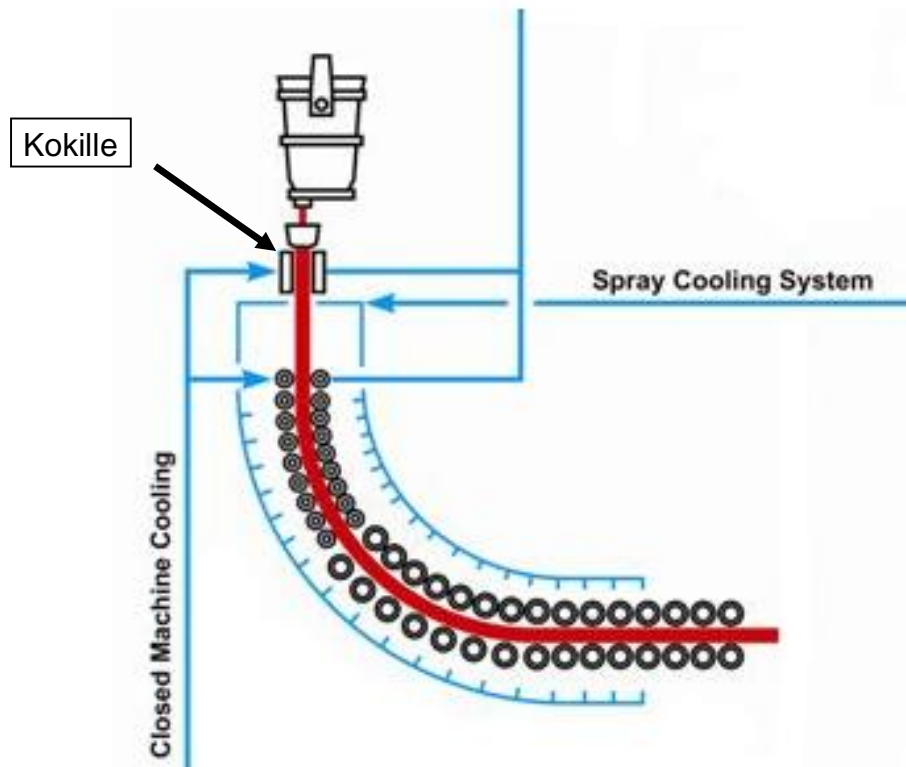


Abbildung 4 Layout Kühlsystem Strangguss
/ Siemens VAI intern/

Direkte Kühlung

Unter einer direkten Kühlung versteht man einen Kühlprozess, bei dem das Kühlmedium, in diesem Fall das Wasser, mit dem Produkt, also dem Stahl, in Kontakt

⁴ Vgl. M. Degner, R. Fandrich: Stahlfibel, 2007, S.80

kommt. Vorteile dieser Methode sind die einfache Abfuhr großer Wärmemengen und durch den direkten Kontakt des Wassers mit dem Stahl werden unter anderem Zunder und Verschmutzungen vom Wasser aufgenommen und abtransportiert. Der Vorteil des Abtransportes birgt allerdings auch einen Nachteil, die aufgenommenen Inhaltsstoffe müssen vor einer Rückführung in den Kühlkreislauf wieder entfernt werden. Eine direkte Kühlung findet in der Stahlerzeugung zum Beispiel bei der Sekundärkühlung im Strangguss Anwendung. Bei der Sekundärkühlung wird Wasser auf den Stahl aufgesprüht, um den Erstarrungsvorgang zu kontrollieren. Eine exakte Kühlung ist sehr wichtig, da der Kern des Stranges zu diesem Zeitpunkt noch flüssig ist. Siehe Abbildung 4, Kühlkreislauf „Spray Cooling System“.

Aufgrund der großen Wassermengen wird die Durchlaufkühlung nicht weiter behandelt. Zusammenfassend können die verschiedenen Kühlwassersysteme anhand der Wasserqualität in absteigender Reihenfolge eingestuft werden.

- Geschlossener, indirekter Kühlkreislauf
- Offener, indirekter Kühlkreislauf
- Offener, direkter Kühlkreislauf

Für dieses Projekt kommt somit ein offener, indirekter Kühlkreislauf zum Einsatz. Dieser bietet einen guten Kompromiss aus Anschaffungspreis und Wasserqualität.

2.1.3 Aufbereitungsverfahren des Prozesskühlwassers

Die folgenden Bestandteile der Abwasserreinigung beziehen sich auf den speziellen Fall dieser Diplomarbeit, also für die Reinigung des Abwassers aus der Stahlherstellung und der Warmumformung. Die Auswahl der Reinigungsschritte erfolgt, wie anfangs genannt, anhand der Inhaltsstoffe im Roh- und Reinwasser.

Grundsätzlich sind die nachfolgend genannten Anlagen näher zu betrachten:

- Ionenaustauscher
- Umkehrosmose
- Langsam- und Schnellentcarbonisierung

Die detaillierte Funktion und Beschreibung der Verfahren werden ab Punkt 2.1.4 erläutert.

2.1.4 Ionenaustauscher

Ionenaustauscher werden für die Enthärtung und Entsalzung des Wassers verwendet. Die Funktion eines Ionenaustauschers besteht aus einem periodischen Wechsel von Beladung und Regeneration. Der Austausch und Regenerationszyklus läuft in geschlossenen Behältern ab.⁵ In diesen Behältern befindet sich das Austauschermaterial, hierbei handelt es sich um wasserfeste sowie gegen übliche Regenerierchemikalien beständige Harze, die die Fähigkeit haben, ihre angelagerten Ionen, gegen im Wasser vorhandene Ionen auszutauschen. Dass ein Ionenaustausch funktioniert, liegt an der Beschaffenheit der Stoffe, deren Gerüst eine positive oder negative Überschussladung besitzt. Es werden vornehmlich Harze auf Styrol - und Acrylbasis eingesetzt.⁶

Die Herstellung von Kunstharzionenaustauschern kann wie folgt aussehen:

Beispiel:

Acrylbasis:

Acrylsäure + Vernetzungsmittel => Austauscherharz

Styrolbasis:

Styrol + Vernetzungsmittel => Vernetztes Polystyrol

Vernetztes Polystyrol + Schwefelsäure => Austauscherharz⁷

Bei den Ionenaustauschern gibt es verschiedene Typen, diese werden in folgende funktionelle Gruppen eingeteilt:

- Carboxylgruppen (schwach saure Kationenaustauscher)
- Sulfonsäuregruppen (stark saure Kationenaustauscher)
- Primäre, sekundäre und tertiäre Aminogruppen (schwach basische Anionenaustauscher)
- Quartäre Aminogruppen (stark basische Anionenaustauscher)

⁵ Vgl. VEOLIA Handbuch Wasser - Verfahrenstechnologien der Aufbereitung, 2010, S.228

⁶ Vgl. VEOLIA Handbuch Wasser - Verfahrenstechnologien der Aufbereitung, 2010, S.228

⁷ DVGW: Wasseraufbereitung - Grundlagen und Verfahren, 2004, S.240

Diese Austauscher ermöglichen die Enthärtung, die Teilentsalzung und Vollentsalzung eines Wassers in Einfilterschaltung (Enthärtung, Teilentsalzung) oder Mehrfilterschaltung (Vollentsalzung). Alle nicht ionisierten Stoffe werden nicht ausgetauscht. Vor dem Ionenaustauscher müssen grobe Verunreinigungen entfernt werden.⁸

Der Aufbau eines Ionenaustauschers ist in der Abbildung 5 ersichtlich.

Das feste Gerüst wird als Matrix bezeichnet, das längs der Wände ladungstragende Gruppen (als funktionelle Gruppen, Ankergruppen oder Festionen genannt) enthält. Die Ladung funktioneller Gruppen wird durch sogenannte Gegenionen kompensiert. Im Porenwasser enthaltene Ionen mit dem Ladungsvorzeichen der Festionen werden als Coionen bezeichnet.⁹

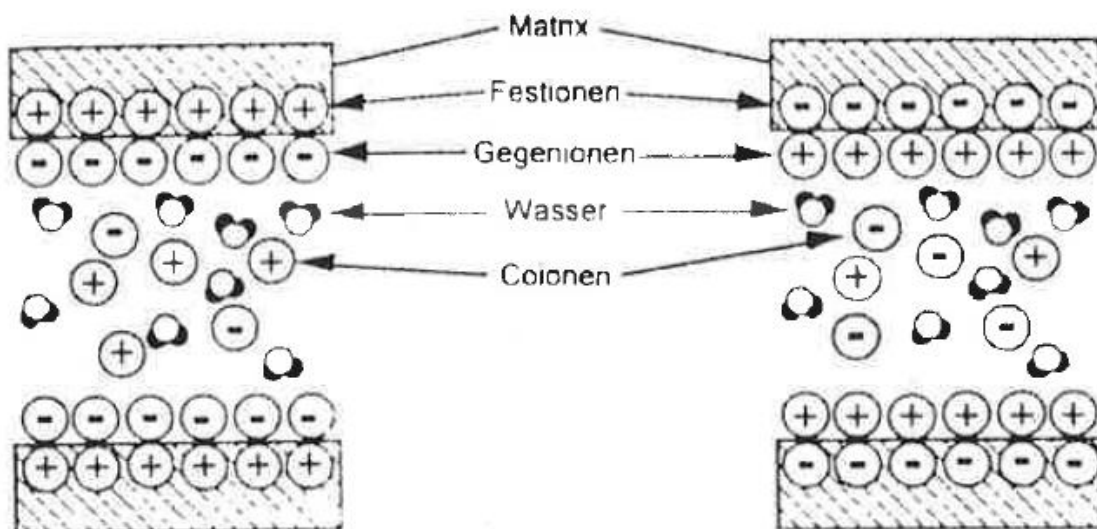


Abbildung 5 Schematische Darstellung eines Anionenaustauschers (links) und eines Kationenaustauschers (rechts)

/ DVGW: Wasseraufbereitung:

Wasseraufbereitung - Grundlagen und Verfahren, 2004, S.239/

Der Ionenaustauscher wird vor Betrieb mit dem zum Austausch dienenden Material, zum Beispiel bei Kationenaustauscher mit NaCl = Kochsalz, HCl = Salzsäure, bei Anionenaustauscher mit NaOH = Natronlauge, angereichert. Es folgt eine Reinspülung. Im Betrieb wird das aufzubereitende Wasser mit der vom Hersteller-

⁸ Vgl. VEOLIA Handbuch Wasser - Verfahrenstechnologien der Aufbereitung, 2010, S.228

⁹ DVGW: Wasseraufbereitung - Grundlagen und Verfahren, 2004, S.240

werk vorgesehenen Durchflussgeschwindigkeit, etwa 2-10 m/h, von oben nach unten durch den Austauscher geleitet.

Wenn der Austauscher erschöpft ist, dass heißt zur Sicherheit etwas früher, bevor alle Ionen ausgetauscht sind, wird zunächst zur Auflockerung und eventuellen Reinigung der Austauschermasse mit Wasser rückgespült, mit Durchlauf von unten nach oben. Dann wird der Austauscher mit den erforderlichen Austauscherionen regeneriert und vor der Wiedereinbetriebnahme reingespült.

In der folgenden Abbildung 6 ist ein schematischer Aufbau eines Ionenaustauschers ersichtlich, im unteren Teil des Behälters befindet sich ein Düsenboden, dieser verhindert ein Ausschwemmen des Austauschermaterials.

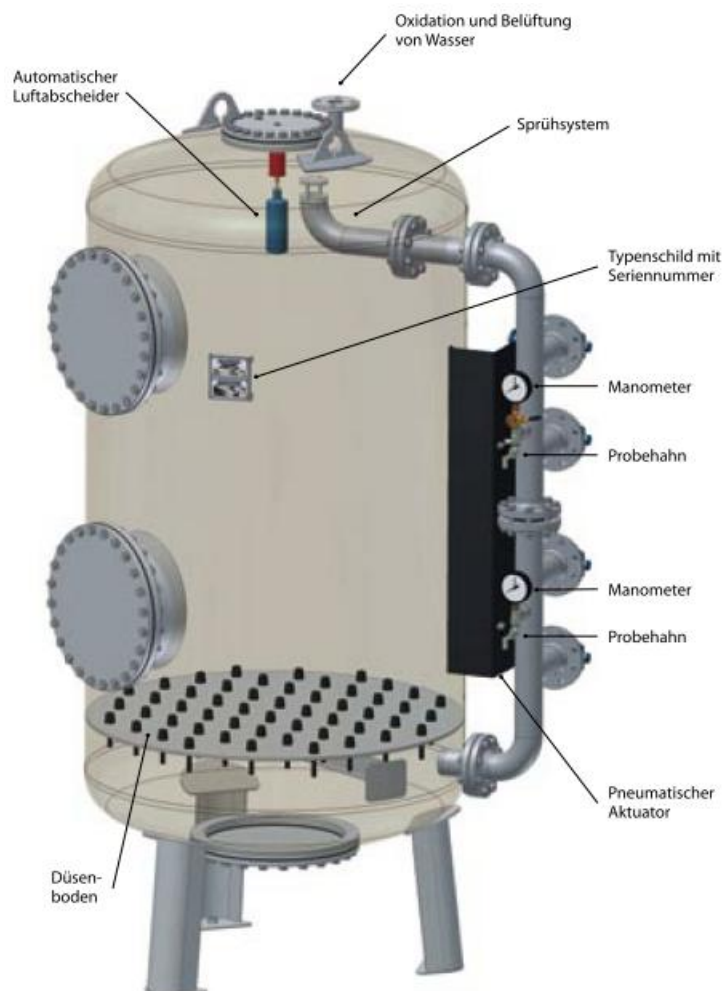


Abbildung 6 Prinzipieller Aufbau eines Ionenaustauschers
/ Fa. Eurowater/

Die gewünschte Zeit des Austauschvorganges und der Regenerierung, auch als Filterspiel bezeichnet, bestimmt die Größenauslegung der Austauscher.¹⁰

2.1.5 Umkehrosmose

Die Umkehrosmose ist ein gängiges und weitverbreitetes Verfahren, um nicht erwünschte Inhaltsstoffe aus einer Lösung zu entfernen. Gängigste Anwendung einer Umkehrosmose ist die Meerwasser beziehungsweise Brackwasserentsalzung. Mehr und mehr findet die Umkehrosmose auch Anwendung im Bereich der Abwasserbehandlung. Grund dafür ist neben dem sehr guten Salzurückhaltevermögen, die hohe Selektivität und die Beständigkeit gegenüber organischen Lösungsmitteln.¹¹ Trennt man reines Lösungsmittel und eine Lösung (z.B. Wasser u. Salz) durch eine ideal semipermeable Membran (nur durchlässig für das Lösungsmittel), so fließt das reine Lösungsmittel durch die Membran und verdünnt die Lösung bis die chemische Potentiale auf beiden Seiten der Membran gleich groß sind. Dies wird als Osmose bezeichnet. Die Druckdifferenz zwischen beiden Seiten, die sich im Gleichgewicht einstellt, nennt man den osmotischen Druck π . Bei der Umkehrosmose wird ein gewisser Druck auf die Lösung ausgeübt, dies bewirkt dass sich das reine Lösungsmittel durch die Membran bewegt. Dieser Druck muss allerdings höher als der osmotische Druck sein. Das reine Lösungsmittel wird im Falle einer Umkehrosmose als Permeat bezeichnet und befindet sich auf der Niederdruckseite der Membran, die entfernten Stoffe werden zurückgehalten und bleiben auf der Hochdruckseite als Konzentrat.¹² Das Prinzip einer Umkehrosmose wird in der Abbildung 7 verdeutlicht.

Zur technischen Anwendung der Membrantrennverfahren sind verschiedene Membranen entwickelt worden. Die gängigsten Membranen sind solche auf Celluloseacetat- und Polyamidbasis. Die Membranen werden als Flachmembranen oder Hohlfasermembranen je nach Einsatzgebiet verwendet. Die Flachmembranen finden in technischen Anlagen überwiegend als Wickelmodul oder als Schlauchmodul Anwendung, wobei das Wickelmodul bevorzugt zur Wasseraufbe-

¹⁰ Vgl. J. Mutschmann, F. Stimmelmayer: Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S.269

¹¹ Vgl. T. Melin, R. Rautenbach.: Membranverfahren, 2007, S. 245

¹² Vgl. DVGW: Wasseraufbereitung - Grundlagen und Verfahren, 2004, S. 197f.

reinigung und das Schlauchmodul mehr in der Abwasserreinigung oder auf dem großen Gebiet der chemischen Verfahrenstechnik Verwendung findet.¹³

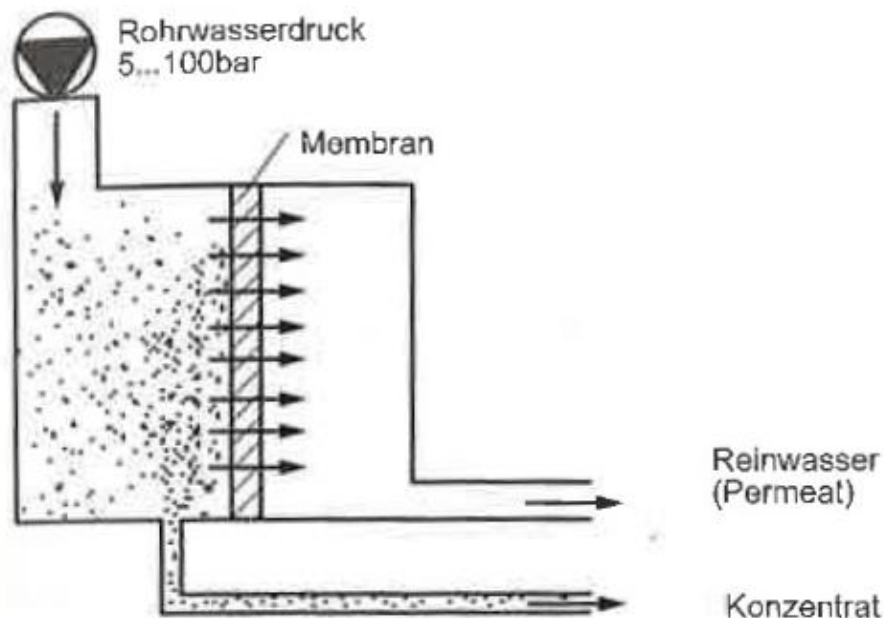


Abbildung 7 Prinzip der Umkehrosmose

/ J. Mutschmann, F. Stimmelmayer:

Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S.253/

Der zweite Typ, also Membranen auf Polyamidbasis haben den großen Vorteil gegenüber den Membranen auf Celluloseacetatbasis, dass diese in einem weiten pH - Bereich einsetzbar sind.¹⁴

2.1.6 Langsam- und Schnellentcarbonisierung

Bei der Entcarbonisierung gibt es zwei grundlegende Verfahren, die Langsam- und die Schnellentcarbonisierung. Die Entcarbonisierung mittels Langsam- und Schnellentcarbonisierung gehört zu den Fällungsverfahren. Als Fällung wird ein Vorgang bezeichnet, wobei echt oder kolloidal gelöste Bestandteile des Wassers in eine unlösliche, absetzbare oder abfiltrierbare Form überführt werden.¹⁵

¹³ Vgl. VEOLIA Handbuch Wasser - Verfahrenstechnologien der Aufbereitung, 2010, S. 152

¹⁴ Vgl. VEOLIA Handbuch Wasser - Verfahrenstechnologien der Aufbereitung, 2010, S. 152

¹⁵ Vgl. VEOLIA Handbuch Wasser - Verfahrenstechnologien der Aufbereitung, 2010, S. 208

Langsamentcarbonisierung

Bei der Langsamentcarbonisierung werden alkalische Stoffe wie Calciumhydroxid in Form von Kalkmilch bzw. Kalkwasser beigemischt, dadurch werden die Hydrogencarbonationen und die freie Kohlensäure neutralisiert und als Calciumcarbonat ausgefällt. Durch diese Teilenthärtung entsteht keine Aufsalzung.

Diese Fällung ist in wenigen Minuten abgeschlossen. Weit aus mehr Zeit nimmt die Sedimentation der Kalkmilch in Anspruch, dies dauert mehrere Stunden und benötigt großräumige Anlagen. Um eine komplette Abtrennung zu erreichen, müssen anschließend Filter zugeschaltet werden. Da das Wasser meist über dem pH-Wert der Calciumcarbonatsättigung liegt, ist auch eine pH-Absenkung durch Mischung mit unbehandeltem Wasser oder Säurezugabe erforderlich.¹⁶

Detaillierter Aufbau einer Langsamentcarbonisierung siehe Abbildung 8.

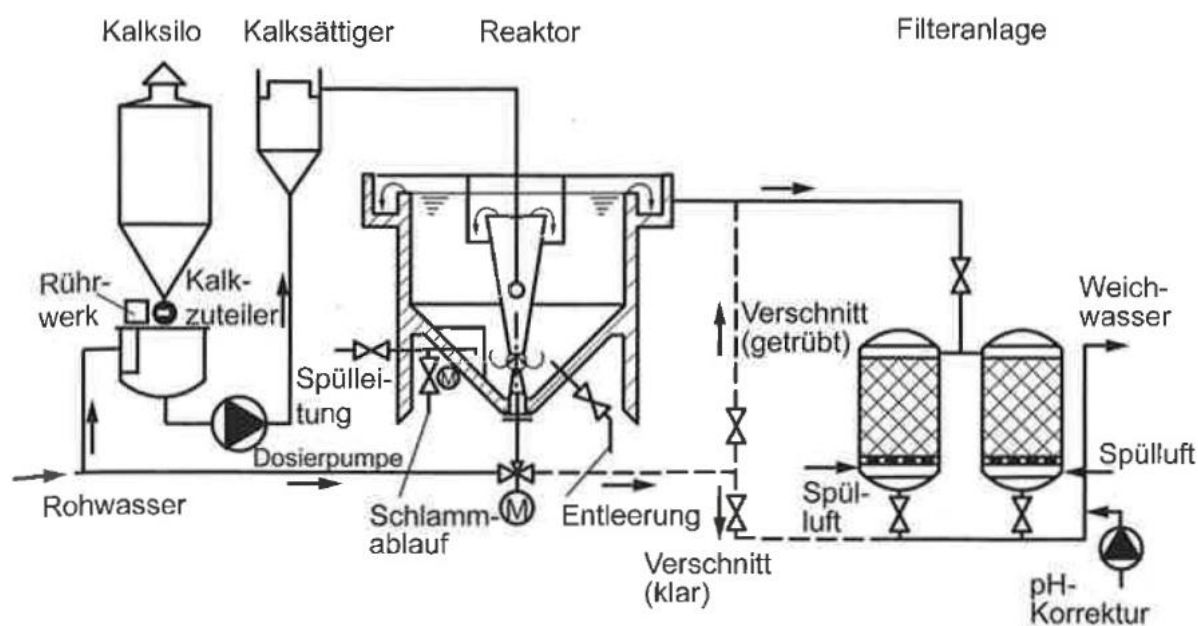


Abbildung 8 Schema der Langsamentcarbonisierung (nach Soine)

/ J. Mutschmann, F. Stimmelmayer:

Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S.293/

¹⁶ Vgl. J. Mutschmann, F.: Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S. 292

Schnellentcarbonisierung

Bei der Schnellentcarbonisierung wird Kalkhydrat zu fünf prozentiger Kalkmilch gelöst und mittels Dosierpumpen dem Rohwasser zugesetzt. Dies durchläuft den Reaktor von unten nach oben und verbleibt darin ca. 10-20 min. Die Durchlaufgeschwindigkeit im oberen Teil des Reaktors beträgt ca. 20 m/h.¹⁷

Im Reaktor befindet sich Quarzsand, etwa 10l je m³/h Durchlaufmenge als Kontaktmittel. Auf den Quarzsand baut sich das ausgeschiedene unlösliche Calciumcarbonat in Form von Körnern auf. Nach dem Reaktor wird ein Quarzsandschnellfilter üblicher Bauart nachgeschaltet. Eine ausreichende Luft-Wasser-Rückspülung ist vorzusehen. Wichtig ist die Verwendung eines für Aufbereitungszwecke geeigneten Kalkhydrats, da sonst eventuell Verstopfungen der Dosierpumpe und Leitungen im Stillstand entstehen. Am unteren Ende des Reaktors wird der als Körner angefallene Kalk entnommen. Durchsatzschwankungen sind zu vermeiden. Folgende Darstellung zeigt den Aufbau einer Schnellentcarbonisierungsanlage.

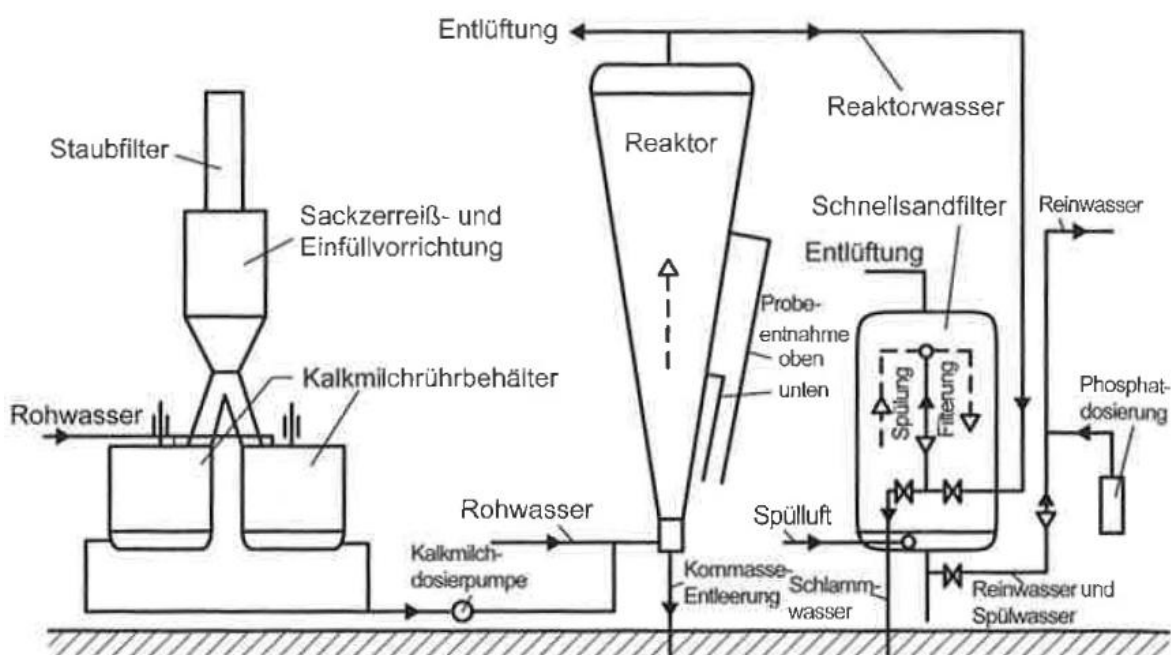


Abbildung 9 Schema einer Schnellentcarbonisierung

/ J. Mutschmann, F. Stimmelmayer:

Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S.294/

¹⁷ Vgl. J. Mutschmann, F.: Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S. 293

Der Anfallende Kalkschlamm aus der Entcarbonisierung kann mit folgenden Schritten, wie Zentrifugen und Pressen weiter entwässert werden. Die einzelnen Vor- und Nachteile der Verfahren sind in der nachfolgenden Tabelle, Abbildung 10, Bewertung von Entwässerungsmöglichkeiten ersichtlich.

Verfahren	Vorteile	Nachteile
Zentrifugen	Gute und schnelle Anpassung an sich ändernde Medieumigenschaften; kontinuierlicher Prozess; geringer Platzbedarf und Überwachungsaufwand, niedrige Energiekosten	Hoher Strombedarf beim Anlauf; empfindliche Reaktion auf schwankende Medieumigenschaften; gute Reinigung erforderlich, wenn mehrere Tage außer Betrieb
Bandfilterpressen	kontinuierlicher Prozess; niedrige Energiekosten	Viele bewegte Teile, höherer Wartungsaufwand; Überwachung durch geschulte Maschinisten; Viel Spülwasser, hoher Reinigungsaufwand im Betrieb
Kammerfilterpressen	Hoher Entwässerungsgrad (im Falle einer Konditionierung); universeller Einsatzbereich; geringer Feststoffgehalt im Filtrat, hohe Betriebssicherheit	Hohe Investitionskosten; diskontinuierlicher Prozess; Vorrats- und Zwischenspeicher erforderlich.

Abbildung 10 Bewertung von Entwässerungsmöglichkeiten

/ In Anlehnung an J. Mutschmann, F. Stimmelmayer:

Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S.314/

Welche Bestandteile letztendlich Verwendung finden, wird über die Berechnung entschieden, siehe dazu Kapitel 3.

2.1.7 Weiterführende Wasseraufbereitung

Zusätzlich zu den ersten Schritten der Wasseraufbereitung, siehe Kapitel 2.1.4 bis 2.1.6 gibt es noch weitere Verfahren, die eventuell benötigt werden, um die Zielsetzung zu erreichen.

Mögliche Verfahren

- Nanofiltration
- Verdampfer, Kristallisator

Nanofiltration

Die Nanofiltration ist, wie die Umkehrosmose, ein druckbetriebenes Membranverfahren zur Aufbereitung wässriger Lösungen. Der Begriff Nanofiltration rührt daher, dass ein Molgewicht von 200kg/mol eine Molekülgröße von etwa 10 Angström oder einem Nanometer entspricht. Die benötigte Druckdifferenz liegt bei der Nanofiltration allerdings unterhalb der Werte die bei einer Umkehrosmose benötigt werden. Aus diesem Grund wird im englischen bei einer Nanofiltration auch von einer „low pressure reverse osmosis“ gesprochen. Weiters hat die Nanofiltration auch einen Vorteil durch ihre ionenselektive Membran.¹⁸

Dies ist folgendermaßen zu verstehen. Salze mit einwertigen Anionen können die Membran in hohem Maße, allerdings nicht ungehindert passieren, während Salze mit mehrwertigen Anionen wie z.B. Sulfate in weit höherem Maß zurückgehalten werden. Der Arbeitsdruck einer Nanofiltration liegt zwischen 3 und 20 bar. Die unterschiedlichen Einsatzbereiche der Membrantechnologien und Druckbereiche, siehe Abbildung 11.

Probleme bei der Wasseraufbereitung durch Membranfilterverfahren entstehen oft durch das sogenannte Fouling. Hierbei lagern sich Stoffe aus dem Rohwasser auf der Membranoberfläche und in den Membranporen ab. Durch diese Ablagerungen sinkt die Durchlässigkeit der Membran. Als Resultat erhöht sich der Druck, der für die Filtration aufgebracht werden muss, was sich auf die Energiekosten und den Spülwasserbedarf negativ auswirkt. Weiters kann neben dem Fouling, insbesondere bei Nanofiltration und Umkehrosmoseverfahren, auch das sogenannte Sca-

¹⁸ Vgl. T. Melin, R. Rautenbach.: Membranverfahren, 2007, S.286

ling einen Rückgang der Permeabilität verursachen. Scaling entsteht durch eine Krustenbildung auf der Membran, die durch das Überschreiten der Sättigungskonzentration eines bestimmten Stoffs verursacht wird.

Üblicherweise wird zur Beherrschung von Scaling eine Konditionierung des Rohwassers durch Zugabe bestimmter Wirkstoffe, sog. Antiscalants, vorgenommen.¹⁹

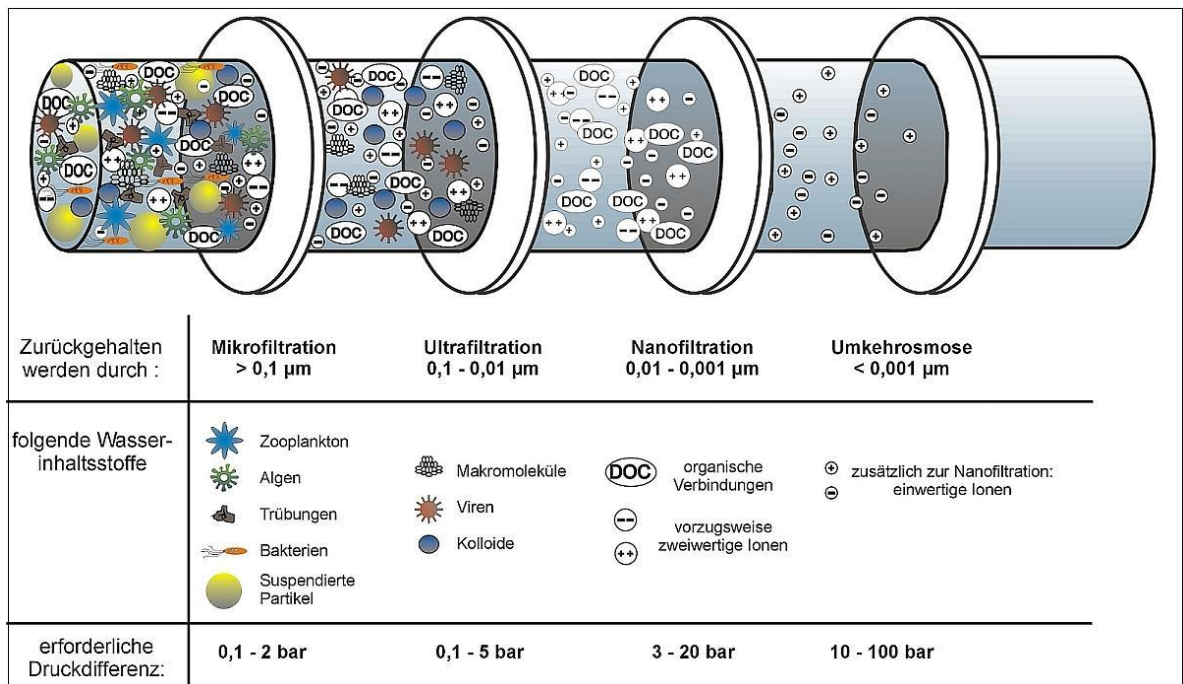


Abbildung 11 Übersicht zu den Membrantechnologien
/ DVGW Technologie-Report Nr. 3/08 /

Verdampfer, Kristallisator

Diese Anlagen sind sehr Energieintensiv und bewirken eine starke Erhöhung der Betriebskosten. Der Vorteil ist allerdings, dass dabei weiter Salze entfernt werden und das reine Wasser dem Kreislauf wieder hinzugefügt werden kann.

Für die Funktionsweise eines Verdampfers siehe Abbildung 12.

¹⁹ DVGW, Technologie-Report Nr. 3/08, 2008

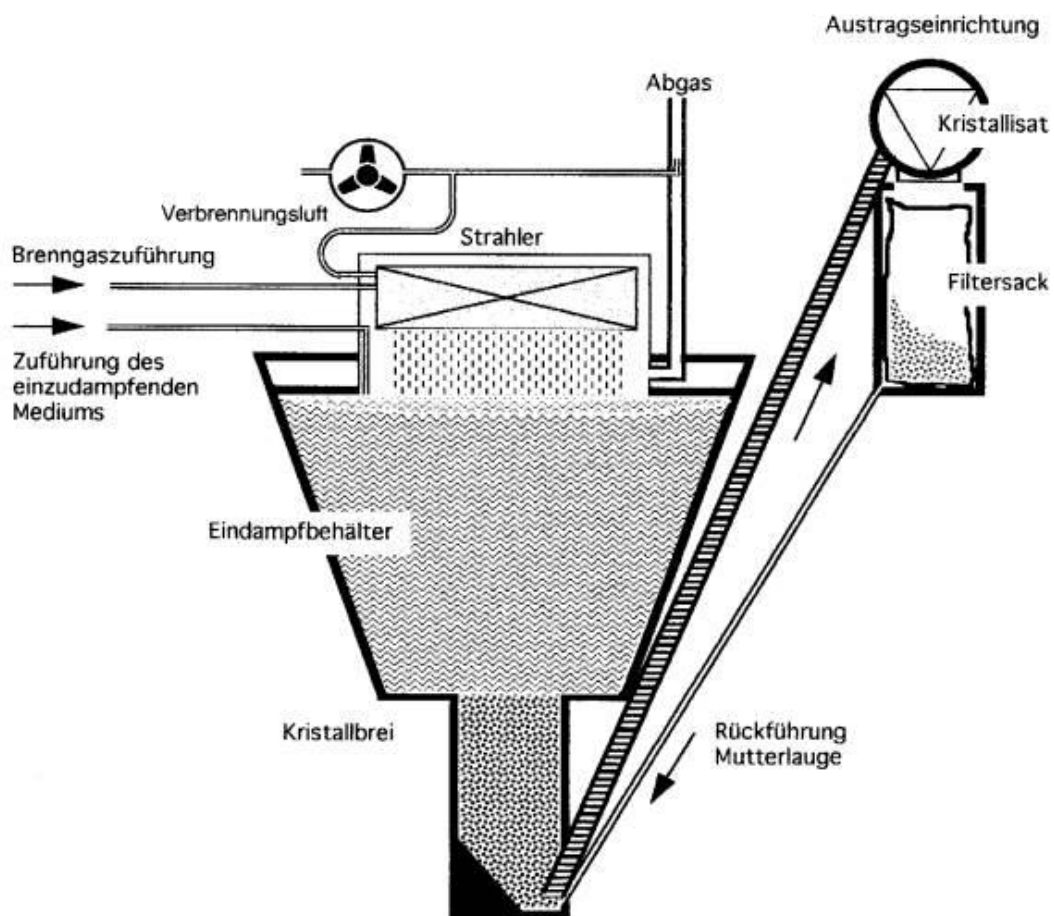


Abbildung 12 Infrarotverdampfer
/ Fa. Lenntech/

Die Funktion eines Verdampfers ist relativ einfach, um den Verdampfungsprozess zu starten, muss das Gemisch auf Siedetemperatur gebracht werden. Die benötigte Wärme kann eventuell aus anderen Bereichen des Stahlwerkes kommen oder auch wie in der Abbildung 12 durch Zuführung eines Brenngases.²⁰ Durch die schrittweise Verdampfung des Wassers wird das restliche Gemisch mehr und mehr aufkonzentriert. Die Feststoffe werden ausgetragen und gesammelt. Grundsätzlich läuft die Verdampfung ohne Zusatz von Chemikalien ab. Das Eindampfverhältnis, also das Verhältnis zwischen verdampfenden Substanzen, in diesem Fall Wasser und den zurück bleibenden Stoffen, ist von großer Bedeutung für die Regelung einer solchen Anlage.

²⁰ AWR5, Industrieabwasserreinigung, DDI Mag. Michaela Kröppl, S.29

Wird z.B. aus einer dünnen Lösung das Lösungsmittel in gleichbleibenden Schritten verdampft, so steigt die Konzentration zunächst langsam, danach zunehmend rascher, bis hin zum theoretischen Endpunkt, wo kein Lösungsmittel mehr vorhanden ist.

Je geringer die Anfangskonzentration ist, umso stärker prägt sich die zunehmende Steilheit des Konzentrationsanstiegs aus.

Es gibt verschiedene Verdampfer, wie z.B. den Infrarot-, Blasen-, Fallfilm-, Dünnschicht- und Wirbelschichtverdampfer. Diese können kontinuierlich oder diskontinuierlich betrieben werden.

Für kleine Abwassermengen gibt es einstufige, für größere Abwassermengen mehrstufige Verdampfer. Bei mehrstufigen Verdampfern wird die aus dem Verdampfer austretenden Brüden für die Beheizung des nachfolgenden Verdampfers verwendet, dadurch können große Mengen an Energie gespart werden. Als Brüden wird der Lösungsmitteldampf aus dem Verdampfer bezeichnet. Für eine vollständige Eindampfung kann ein Wirbelschichtverdampfer verwendet werden. Hierbei wird das Abwasser gemeinsam mit Heißluft in die Wirbelschichtkammer eingebracht, durch die aufwärts gerichtete Flüssigkeitsströmung werden die Wirbelpartikel in Bewegung versetzt. Leichte Teilchen werden über eine Beruhigungszone zu einem Zyklon ausgetragen und danach wieder in die Wirbelschichtkammer rückgeführt, Granulat wird ausgeschieden.²¹ Detaillierter Aufbau siehe Abbildung 13.

²¹ AWR5, Industrieabwasserreinigung, DDI Mag. Michaela Kröppl, S.30

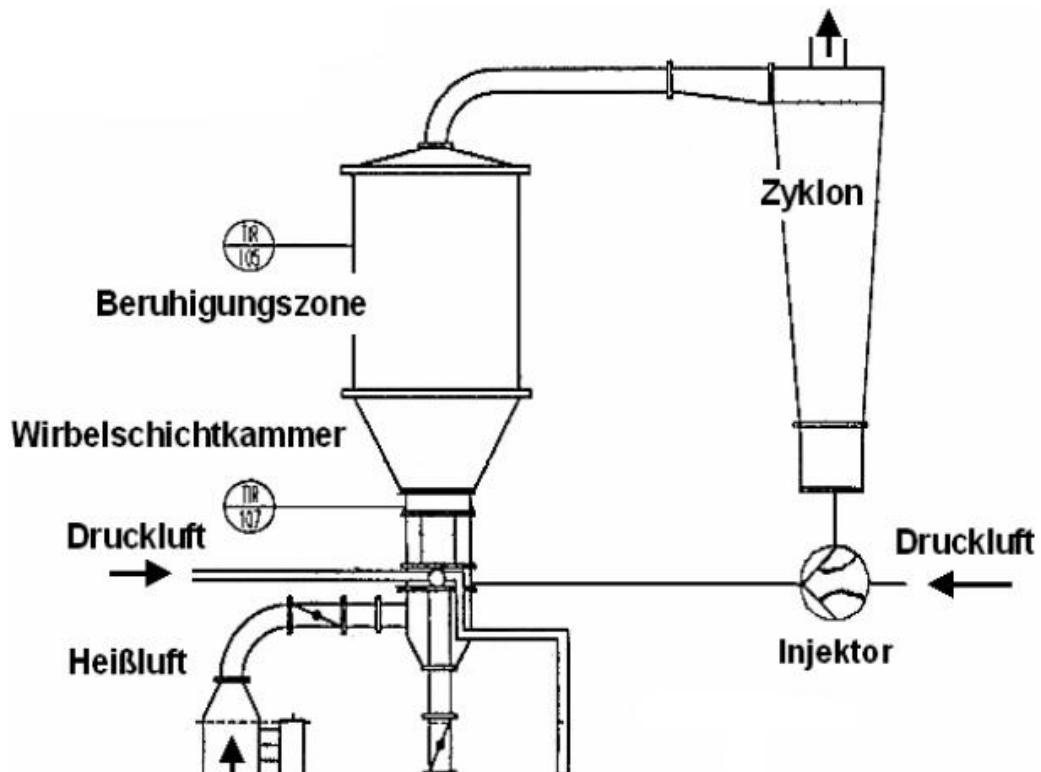


Abbildung 13 Wirbelschichtverdampfer

/ Skriptum Fachhochschule Wels, DDI Mag. Michaela Kröppl/

Als weitere Möglichkeit zur Trennung der Salze kann, wie Eingangs erwähnt, auch ein Kristallisator verwendet werden. Die Kristallisation basiert auf der Verminderung der Löslichkeit eines Stoffes durch Temperaturänderung oder durch Entzug von Lösungsmittel, wodurch der auszukristallisierende Stoff in Übersättigung gebracht wird. Die Kristallisation kann aus einer Lösung, Schmelze, Gasphase, amorphem Festkörper oder auch aus einem anderen Kristall erfolgen. Durch eine Kristallisation lassen sich auch thermisch instabile oder flüchtige Verbindungen und gezielt sehr reine Substanzen trennen. Die Abtrennung der Kristalle erfolgt durch z.B. Filtration oder Siebung. Auch hierbei ist der Betrieb kontinuierlich oder diskontinuierlich möglich.²²

In Summe bleiben nach diesen Verfahren keine flüssigen Abwässer übrig, nur mehr, je nach Anlagenauswahl, Feststoffe wie getrockneter Schlamm aus der Entcarbonisierung und Salze.

²² AWR5, Industrieabwasserreinigung, DDI Mag. Michaela Kröppl, S.28

Welche der genannten Anlagen verwendet werden, zeigt sich dann in einer weiteren Evaluierung und wirtschaftlichen Betrachtung, die allerdings nicht mehr Teil dieser Arbeit ist.

2.2 Rechtslage Abwasser

Die Abwasserreinigung und die Schonung der Ressourcen bekommen weltweit einen immer höheren Stellenwert. Im Bereich Abwasser muss länderspezifisch einiges beachtet werden. Dies beginnt bei den Anlagenbauteilen die Wasser benötigen oder auch bei den Bauteilen der Abwasserbehandlung, bis hin zu den Grenzwerten, die bei der Einleitung des Abwassers in eine wasserrechtlich bewilligte Kanalisationsanlage vorgegeben sind. Diese Bereiche werden in den einzelnen Ländern in verschiedenen Verordnungen, Regelwerken und Richtlinien behandelt. Global gültige Verordnungen gibt es hierbei nicht, bei jedem Projekt muss auf die länderspezifische, beziehungsweise übergeordnete Rechtslage, z.B. europäisches Recht, geachtet werden. Details dazu siehe folgende Kapitel 2.2.1 und 2.2.2.

2.2.1 Europäisches Recht (EU)

Zusätzlich zu den einzelnen länderspezifischen Verordnungen, Regelwerken und Richtlinien gibt es auch übergeordnete, europaweit gültige Vorschriften. Je nachdem, ob es sich um eine Verordnung oder eine Richtlinie handelt, muss dies in den jeweiligen Ländern innerhalb der EU anders umgesetzt werden. Eine EU-Verordnung kann sich an die europäische Union selbst, an alle Mitgliedsstaaten oder an die Bürger aller Mitgliedsstaaten selbst richten. Eine EU-Verordnung ist in allen Mitgliedsstaaten gültig und muss vorher nicht in ein nationales Recht umgesetzt werden. Grundsätzlich ist dabei eine Modifikation durch Mitgliedsstaaten nicht erlaubt, außer dies wird ausdrücklich durch Teile der Verordnung genehmigt. Bei einer EU-Richtlinie sieht dies etwas anders aus, die Richtlinie ist für jeden Mitgliedsstaat, an den sie gerichtet wird, hinsichtlich des zu erreichenden

Ziels verbindlich, überlässt jedoch den innerstaatlichen Stellen die Wahl der Form und der Mittel. Beschlüsse sind in allen ihren Teilen verbindlich.²³

Zusätzlich zu den EU - Verordnungen und Richtlinien gibt es noch ein Werk das von großer Bedeutung ist und zwar die BAT Dokumente. Hierbei handelt es sich um einen Informationsaustausch innerhalb der EU.

Die Stamfassung sind die BREF Dokumente (Best Available Technique Reference Documents). Zusätzlich dazu gibt es die deutsche Fassung und zwar die BVT Dokumente (Beste verfügbare Techniken). Früher dienten die BVT - Merkblätter nur als Information, dies hat sich seit März 2012 verändert. Die ersten zwei BVT Merkblätter wurden unter den Geltungsbereich der IED (Industrie Emissions Richtlinie) ins Amtsblatt der EU aufgenommen. Durch diese Aufnahme in den Geltungsbereich der IED sind einerseits die angegebenen Emissionsgrenzwerte strenger einzuhalten, andererseits müssen aber angeführte Maßnahmen nur beachtet werden. Detaillierte Angaben über die zukünftigen Auswirkungen der BAT bzw. BVT Dokumente auf Landesebene können aus heutiger Sicht nicht getroffen werden, dies wird sich im Laufe der Zeit, wenn weitere BVT Dokumente in die IED aufgenommen werden, zeigen.²⁴

Details zum BAT - Dokument BE-212:

Dieses Dokument BE-212, Originaltitel: „Reference Document on Best Available Techniques in the Ferrous Metal Processing Industry“, behandelt den Industriezweig Eisenmetallverarbeitung. Das BAT - Dokument (BAT = Best Available Techniques) ist wie ein Leitfaden zu verstehen, wo gezeigt wird, was Stand der Technik ist. Weiters wird dieser Bereich in drei Teile unterteilt:

Teil A: Warm- und Kaltformgebung

Teil B: kontinuierliche Schmelztauchoberflächenbehandlung

Teil C: diskontinuierliches Galvanisieren

Alle Teile, also Teil A bis C behandeln die Thematik Ressourcenschonung und Emissionsreduzierung. Relevant ist hierbei für dieses Projekt nur der Teil A. Die-

²³ Vgl. AEUV, Sechster Teil, Titel 1, Kapitel 2, Abschnitt 1, Artikel 288

²⁴ Telefonat, Hr. Waldmann, BMWFI, 11.06.2012

ser ist wiederum in einzelne Bereiche unterteilt und zwar in die Prozessschritte, wie z.B. Wiederaufheiz- und Wärmebehandlungsöfen, Walzen und Entzundern.

Auszug aus dem BAT - Dokument in Bezug auf Abwasser und Kühlwasser:

- Trennung von Öl von kontaminiertem Ableitwasser und Wiederverwendung des rückgewonnenen Öls ist BAT
- Getrennte Kühlwassersysteme mit geschlossenen Kreisläufen sind BAT ²⁵

Weiters werden in dem BAT - Dokument BE-212 noch Abwassergrenzwerte angegeben. Diese beziehen sich allerdings nur auf drei Parameter und zwar abfiltrierbare Substanzen, Eisen und Nickel. Dies sind Tagesmittelwerte von durchflussbezogenen 24-Stunden Mischproben.

2.2.2 Österreichisches Recht

In Österreich gibt es verschiedenste Regelwerke, Gesetze und Verordnungen die zu beachten sind. Basis dafür ist das Wasserrechtsgesetz (WRG) Darauf aufbauend ist die Allgemeine Abwasseremissionsverordnung (AAEV), die eine Verordnung des Bundesministers für Land- und Forstwirtschaft über die allgemeine Begrenzung von Abwasseremissionen in Fließgewässer und öffentlichen Kanalisationen ist. Hierbei wird auf verschiedene Punkte, wie Grundsätze für die Behandlung von Abwasser über die Anforderungen an die Abwasserbehandlung, bis hin zu den Begrenzungen von Abwasseremissionen und deren Anwendungsbereich. Die Stammfassung der AAEV ist aus dem Bundesgesetzblatt Nr. 186/1996. Zusätzlich zu der AAEV gibt es noch die Branchen-AEV. Für dieses Projekt tritt die AEV Eisen- und Metallindustrie in Kraft. Auch hier ist die Stammfassung dieser Verordnung aus dem Bundesgesetzblatt und zwar BGBl II Nr. 345/1997. Der Titel der Verordnung Nr. 345 Teil II lautet „Begrenzung von Abwasseremissionen aus der Aufbereitung, Veredlung und Weiterverarbeitung von Eisenerzen sowie aus der Eisen- und Stahlherstellung und -verarbeitung (AEV Eisen- und Metallindustrie)“. Hierbei relevant sind unter §1 der Absatz 5 und 6. Der Absatz 5 ist gültig für Abwasser aus Betrieben und Anlagen mit Tätigkeiten wie z.B. Warmumformen und der Absatz 6 für Kaltumformen. In den Anlagen E und F befinden sich Tabellen mit Emissionsbegrenzungen für die Einleitung in Fließgewässer und für die

²⁵ Evaluierung BAT BE-212, S39 ff., Tab. 3-11

Einleitung in eine öffentliche Kanalisation. Diese Grenzwerte sind für allgemeine, anorganische und organische Parameter aufgelistet.²⁶

Zusätzlich dazu muss auch das BGBl Nr. 1072 - „Begrenzung von Abwasseremissionen aus Kühltürmen und Dampferzeugern“ beachten werden, da es sich bei der Wasseraufbereitung in diesem Projekt um indirekte Kühlkreisläufe handelt. In dieser Verordnung sind ebenfalls Emissionsbegrenzungen analog zum BGBl Nr. 345 Teil II inklusive aller Parameter im Anhang B angegeben, dieser ist gültig für Abwasser aus Umlauf- bzw. Kreislaufkühlsystemen.²⁷

Bei der Einleitung von Abwasser in das kommunale Abwassersystem muss im Falle dieses Projektes eine wasserrechtliche Bewilligung erfolgen, da eine spezifische Abwasseremissionsverordnung angewendet wird.²⁸ Details zu der Bewilligungspflicht können dem BGBl Nr. 222 - „Indirekteinleiterverordnung - IEV“ entnommen werden.

Im Wasserrechtsgesetz wird weiters auch die Wasserentnahme von Oberflächenwasser und Grundwasser geregelt.

2.3 Zukünftige Märkte

Wie im Kapitel 1.1 erwähnt, ist die Siemens VAI MT ein weltweit tätiges Unternehmen, eine allgemein, weltweit gültige Vorschrift bezüglich der Abwassersituation gibt es leider nicht, deswegen werden nur die derzeit interessanten, ausgewählten Länder näher betrachtet.

In den letzten Jahren sind neben den einzelnen Projekten im mitteleuropäischen Raum viel größere Märkte in Erscheinung getreten und zwar Projekte in den sogenannten BRIC - Ländern, also Brasilien, Russland, Indien und China. Diese BRIC - Länder sind Länder mit den höchsten Zuwachsraten in der Rohstahlerzeugung. Einen kurzen Überblick über die Entwicklung des Weltmarktes verschafft die folgende Abbildung. Diese stammt aus der Präsentation „Aktuelle Marktlage und zukünftige Trends im Stahlmarkt“ der Deutsche Bank Research.

²⁶ Vgl. Bundesgesetzblatt: 345. Verordnung, 1997

²⁷ Vgl. Bundesgesetzblatt: 1072. Verordnung, 1994

²⁸ Vgl. Bundesgesetzblatt: 222. Verordnung, 1998

Mio. Tonnen	2007/1998		
	1998	2007	% p.a.
EU-27	191,1	209,7	1,0
Deutschland	44,0	48,6	1,1
Italien	25,7	31,6	2,3
Frankreich	20,1	19,3	-0,5
Großbritannien	17,3	14,3	-2,1
Spanien	14,8	19,0	2,8
GUS	74,0	124,2	5,9
Russland	43,8	72,4	5,7
Nordamerika	129,9	132,6	0,2
USA	98,7	98,1	-0,1
Südamerika	36,1	48,2	3,3
Brasilien	25,8	33,8	3,1
Asien	297,9	761,9	11,0
China	114,6	494,9	17,7
Japan	93,5	120,2	2,8
Indien	23,5	53,1	9,5
Welt	777,3	1.351,3	6,3

Abbildung 14 Weltrohstahlerzeugung (Tabelle)

/ Deutsche Bank Research, Sept. 2007/ ²⁹

Prozentual gesehen, ist die Verschiebung der Anteile an der weltweiten Rohstahlerzeugung zwischen 1998 und 2008 in der folgenden Abbildung noch klarer ersichtlich.

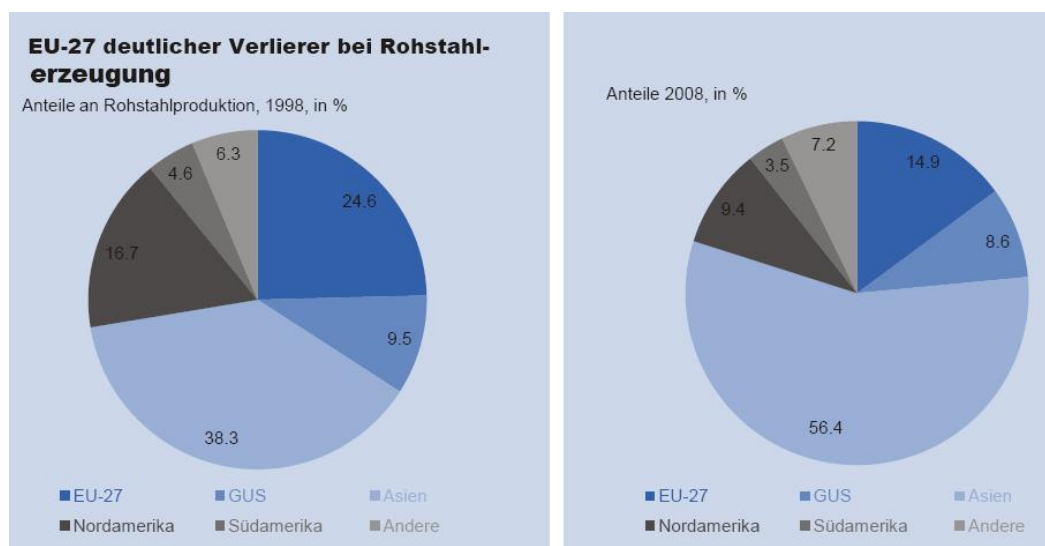


Abbildung 15 Weltrohstahlerzeugung (Diagramm)

/ Deutsche Bank Research, Nov. 2009/ ³⁰

²⁹ Deutsche Bank Research, Weltrohstahlerzeugung (Tabelle)

³⁰ Deutsche Bank Research, Weltrohstahlerzeugung (Diagramm)

Analog zur Rohstahlerzeugung verhält sich auch die Projektwirtschaft. Steigt die Nachfrage an Rohstahl oder auch an fertigen Stahlprodukten, steigt auch die Investitionsbereitschaft der stahlerzeugenden Industrien. Dies reicht möglicherweise von einer kleinen Modernisierung bis hin zu einer komplett neuen Anlage. Allerdings unterscheiden sich die Anforderungen in der EU sehr gravierend zu denen in den BRIC - Ländern. Somit muss bei der Abwassersituation auf einiges geachtet werden. Eine allgemein gültige Richtlinie gibt es auch in den BRIC - Ländern nicht, in jedem dieser Länder gibt es aber gültige Vorschriften und Verordnungen, an die sich auch ausländische Betriebe halten müssen. Diese unterscheiden sich selbst innerhalb des Landes von Region zu Region und müssen somit bei jedem Projekt speziell betrachtet werden. Ein zweiter, wichtiger und nicht zu vernachlässigender Punkt ist die Frischwassersituation. In einigen Regionen der BRIC - Länder herrscht ein großer Frischwassermangel bzw. ist die Qualität des Frischwassers teilweise sehr schlecht. Trotz dieses schlechten Rohwassers müssen die Anforderungen für das Kühlwasser erreicht werden und somit die Reinigungsschritte angepasst werden. Dies kann schlussendlich zu erhöhten Kosten für das Projekt führen.

Um dem Stand der Technik und somit auch dem Umweltschutz gerecht zu werden, werden als Grundlage für die Abwasserreinigung europäische Emissionsgrenzwerte genommen, da die EU größtenteils strengere Grenzwerte angibt, als in anderen Ländern. Detaillierte Informationen zu den Grenzemissionen für die Einleitung in das kommunale Abwassersystem werden dann meist vom Kunden in der Vertragsspezifikation angegeben.

2.4 Berechnungsmodell

Um ein geeignetes Fundament für dieses Projekt zu erschaffen, muss, wie im Kapitel 1.3 erwähnt, ein bereits bestehendes Projekt der Siemens VAI MT herangezogen werden. Dieses Projekt ist ein ehemaliges Vorprojekt in den GUS Ländern, dabei handelt es sich um eine Flusswasseraufbereitung für den Kühlprozess. Probenentnahme und Analyse der Inhaltsstoffe des Rohwassers wurde gemäß lokalen Standards seitens des Kunden erledigt. Diese Inhaltsstoffe wurden als Grundstein verwendet. Diesem Rohwasser steht anschließend die benötigte Wassergüte

für den Kühlkreislauf gegenüber. Bei diesem Projekt wird das aufbereitete Wasser (Make up water) für drei Kühlkreisläufe verwendet. Grundlegender Aufbau siehe Abbildung 16.

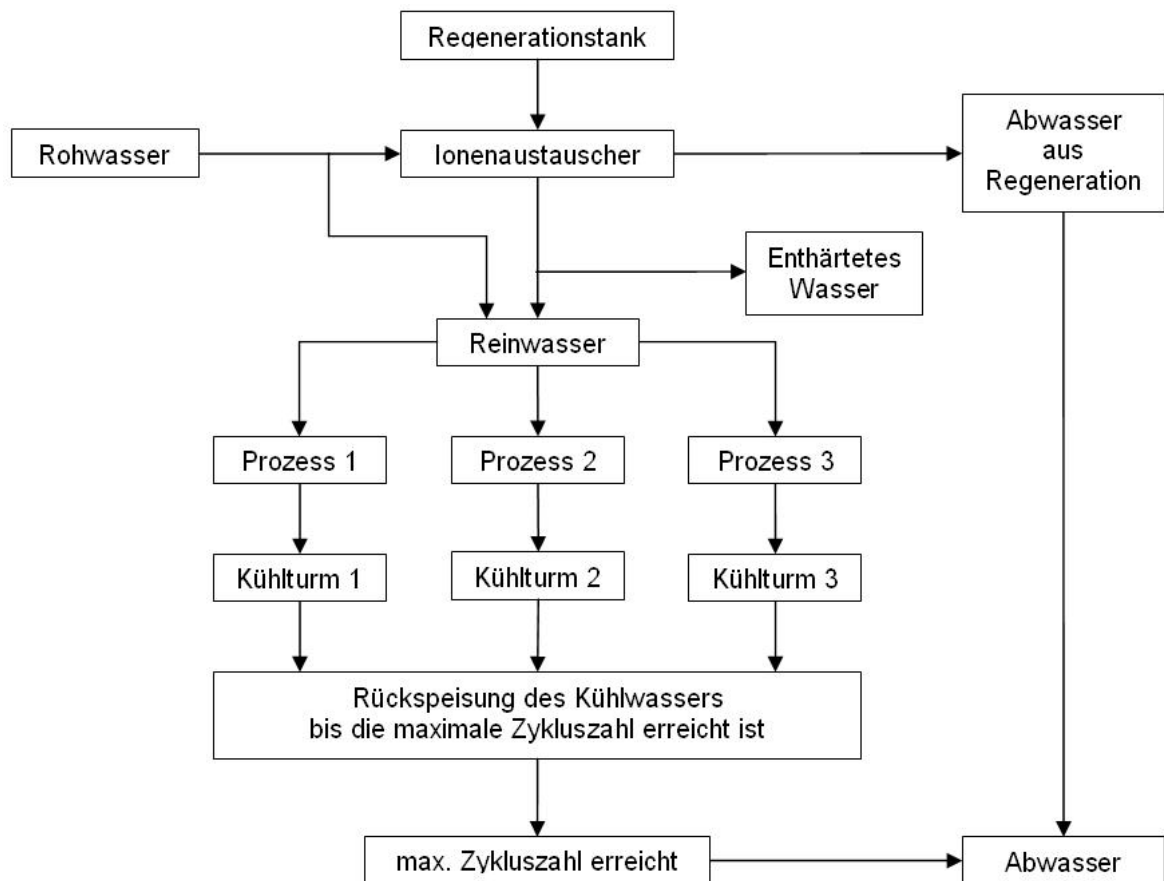


Abbildung 16 Grundkonzept des Kühlprozesses (indirekte Kühlung)
/ Siemens VAI intern/

Der Grundgedanke bei dem Projekt ist, das Flusswasser mittels Ionenaustaecher aufzubereiten. Selbstverständlich ist dies nicht der erste Behandlungsschritt nach der Entnahme des Flusswassers. Vor dem Ionenaustaecher müssen noch grobe Reinigungsschritte wie Rechen und Klärer vorgeschaltet werden. Diese werden allerdings nicht näher beleuchtet, die nähere Betrachtung erfolgt erst ab der Enthärtung. Grund dafür ist die hohe Härte des Flusswassers. Anschließend wird das Kühlwasser für drei Prozesse verwendet. Jeder Kühlprozess hat gewisse Grenzwerte für die Wasserinhaltsstoffe, die nicht überschritten werden dürfen. Das Wasser wird solange im Kreislauf behalten, bis die Grenzwerte erreicht werden, dann

wird ein Teil des Wassers abgelassen (Blow down water) und mit Reinwasser aufgefüllt. Dieses Blow down water ist bis jetzt gemeinsam mit dem Konzentrat des Ionenaustauschers als Abwasser verloren gegangen.

Inhaltsstoffe des Rohwassers, die seitens des Kunden ermittelt worden sind

Gesamthärte:	245	mg/l
TDS:	281,5	mg/l
Fe (Eisen)	0,15	mg/l
Ca (Kalzium)	96,12	mg/l
Mg (Magnesium)	1,22	mg/l
Cl (Chlorid)	80	mg/l
SO ₄ (Sulfate)	52,16	mg/l
Leitfähigkeit	615,4	
pH-Wert	6,3	

Anhand dieser Inhaltsstoffe und der Prozessdaten wird gemäß des grundlegenden Aufbaus des Kühlprozesses eine Frachtenrechnung erstellt. Durch diese Frachtenrechnung ist eine genaue Analyse der einzelnen Ströme möglich. Für jede Leitung werden die Durchflussmenge und die einzelnen Konzentrationen je Inhaltsstoff dargestellt. Die fertige Frachtenrechnung des Projektes dient als Basis, um verschiedene mögliche Varianten der Optimierung und Verbesserung zu erstellen. Aufgrund der detaillierten Auflistung der Inhaltsstoffe und Durchflussmengen, können Ströme bzw. Bereiche mit Optimierungspotential leichter eruiert werden. Bei dem Ionenaustauscher handelt es sich um einen Kationenaustauscher, dieser löst das im Wasser enthaltene Kalzium und tauscht es gegen Natrium aus. Die Regeneration erfolgt mittels NaCl, also Kochsalz. Durch die Regenerierung des Ionenaustauschers entsteht ein sehr hochkonzentriertes Abwasser, das ebenfalls kalkuliert werden muss. Das hochkonzentrierte Abwasser entsteht bei der Regenerierung, da nur ein Drittel des eingeleiteten Natriums aus der Kochsalzlösung zur Regenerierung verwendet wird. Die restlichen zwei Drittel des Natriums und das durch die Regenerierung gelöste Kalzium bilden dieses hochkonzentrierte Abwasser. Details zur Funktion des Ionenaustauschers siehe Kapitel 2.1.4.

2.4.1 Berechnungsprogramm UO

Ein möglicher Optimierungsschritt ist die Aufbereitung des Blow down waters mittels einer Umkehrosmose. Details und Funktion einer Umkehrosmose siehe Kapitel 2.1.5. Die bei der Frachtenrechnung berechneten Konzentrationen und Durchflussmengen des Abwassers dienen als Ausgangswerte für die Berechnung der Umkehrosmose. Hierfür gibt es verschiedene Berechnungsprogramme, ausgewählt wurde die Software IMS Design - Integrated Membrane SolutionsTM von der Firma Hydranautics. Bei diesem Programm werden in eine Eingabemaske alle bekannten Inhaltsstoffe der Wasseranalyse eingegeben und ein grundsätzlicher Wassertyp ausgewählt. Der Wassertyp variiert von guter Wassergüte über Oberflächenwasser bis hin zu Abwasser. In diesem Fall findet der Typ „Surface water“ also Oberflächenwasser Anwendung. Die im Kapitel 2.4 genannten Inhaltsstoffe sind aus keiner 100% Analyse, somit werden nur einige Werte in das Programm eingegeben. Dadurch kann eine einseitige positive oder negative Ladung entstehen. Jedes Wasser strebt eine ausgeglichene, neutrale Ladung an, dadurch gleicht das Berechnungsprogramm eine mögliche einseitige Ladung aus. Dies geschieht über den Bedienknopf „Autobalance“, dadurch kann es zu kleinen Abweichungen bei der Ionenbilanzrechnung kommen, da bei diesem Ausgleich gewisse Inhaltsstoffe erhöht oder gesenkt werden, um diesen neutralen Ladungszustand zu erreichen. Siehe Abbildung 17 „Eingabemaske IMS Design“

Anhand der Inhaltsstoffe, die in die Eingabemaske eingetragen werden, muss ein Filterelement gemäß dem Produktkatalog gewählt werden. Jedes Filterelement hat bestimmte Eigenschaften und auch einen maximalen Prozentsatz der Rückgewinnung (product recovery). Ausgewählt wurde nach Absprache mit der Firma TES Water Treatment GmbH nach Angabe der Rohwasserbeschaffenheit die Membran von der Firma Hydranautics SWC5-LD. Auszug des Datenblattes siehe Abbildung 18. Die Software ermittelt durch die Eingabe dieser Inhaltsstoffe, durch Bekanntgabe der Rohwasserdurchflussmenge und des „product recovery“, also dem Prozentsatz der Reinwassergewinnung, wie viele Stufen und wie viele Druckröhren je Stufe benötigt werden.

Project		Code		UO	Feed	Surface Water	Date
pH	7,00	Turb	0,0		E cond	2009 uS/cm	CO2 0,000 ppm
Temp	35,0 C	SDI	5,0	15min	H2S	0,0 ppm	Fe 0,000 ppm
Ca	136,0 ppm		6,78 meq		CO3	0,0 ppm	0,00 meq
Mg	2,0 ppm		0,16 meq		HCO3	0,1 ppm	0,00 meq
Na	210,0 ppm		9,13 meq		SO4	102,0 ppm	2,13 meq
K	0,0 ppm		0,00 meq		Cl	495,1 ppm	13,97 meq
NH4	0,0 ppm		0,00 meq		F	0,0 ppm	0,00 meq
Ba	0,000 ppm		0,00 meq		NO3	0,0 ppm	0,00 meq
Sr	0,000 ppm		0,00 meq		B	0,00 ppm	0,00 meq
					SiO2	0,0 ppm	0,00 meq
Total positive		16,08 meq		Autobalance	Total negative		16,09 meq
Calculated TDS	945 ppm			Ionic strength	0,021	Print	
CaSO4 saturation	3,5 %			BaSO4 saturation	0,0 %	Save	
Silica saturation	0,0 %			SrSO4 saturation	0,0 %		
Saturation Index	-3,3	Langelier		Osmotic pressure	9,4 psi		

Abbildung 17 Eingabemaske IMS Design

/ Hydranautics/

Membrane Element		SWC5-LD-4040 (Low Fouling Technology)
Performance:	Permeate Flow:	1,750 gpd (6.62 m ³ /d)
	Salt Rejection:	99.7% (99.5% minimum)
Type	Configuration:	Low Fouling Spiral Wound
	Membrane Polymer:	Composite Polyamide
	Membrane Active Area:	80 ft ² (7.43m ²)
	Feed Spacer:	34 mil (0.864mm)
Application Data*		
	Maximum Applied Pressure:	1200 psig* (8.27 MPa)
	Maximum Chlorine Concentration:	< 0.1 PPM
	Maximum Operating Temperature:	113 °F (45 °C)
	pH Range, Continuous (Cleaning):	2-11 (1-13)*
	Maximum Feedwater Turbidity:	1.0 NTU
	Maximum Feedwater SDI (15 mins):	5.0
	Maximum Feed Flow:	16 GPM (3.6 m ³ /h)
	Minimum Recovery for any Element:	10 %
	Maximum Pressure Drop for Each Element:	10 psi
* The limitations shown here are for general use. For specific projects, operating at more conservative values may ensure the best performance and longest life of the membrane. See Hydranautics Technical Bulletins for more detail on operation limits, cleaning pH, and cleaning temperatures.		

Abbildung 18 Datenblatt Membran SWC5-LD

/ Hydranautics/

Weiters wird auch die Anzahl der benötigten Filterelemente je Druckrohr errechnet. In der Berechnungsausgabe werden im Schema zu den einzelnen Bereichen Drücke und Durchflussmengen angegeben. Falls eine Durchflussmenge die Mindestgrenze der Filterelemente unterschreitet, wird eine Warnung ausgegeben. Der Zweite Teil der Berechnungsausgabe besteht aus einem detaillierten Bericht, worin alle Inhaltsstoffe aufgelistet sind, aufgeteilt in Permeat (Reinwasser) und Konzentrat. Siehe folgende Abbildung 19 „Detaillierter Bericht IMS Design“.

Die Berechnungsergebnisse, werden analysiert und wiederum in die Frachtenrechnung eingegeben. Die erstellte Frachtenrechnung im Microsoft Excel berechnet aufgrund der neuen Parameter aktualisierte Inhaltsstoffe für die Berechnung der Umkehrosmose. Diese werden anschließend wiederum in die Hydranautics Software eingegeben und gestartet. Dieser Vorgang wird zweimal wiederholt, nach den zwei Wiederholungen pendeln sich die Ergebnisse ein.

Die berechneten Werte dienen als Basis für die Angebotseinholung und Auslegung der Anlage.

BASIC DESIGN

RO program licensed to:

Calculation created by:

BOP1

Project name:

Diplomarbeit_50_prozent_V3

HP Pump flow:

300,0 m3/hr

Feed pressure:

7,6 bar

Feedwater Temperature:

35,0 C(95F)

Feed water pH:

7,00

Chem dose, ppm (100%):

0,0 H2SO4

Permeate flow:

150,00 m3/hr

Raw water flow:

300,0 m3/hr

Permeate recovery:

50,0 %

Element age:

0,0 years

Flux decline % per year:

7,0

Fouling Factor

1,00

Salt passage increase, %/yr:

10,0

Average flux rate:

18,2 l/m2hr

Feed type:

Surface Water

Stage	Perm. Flow m3/hr	Flow/Vessel Feed m3/hr	Conc m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Throt. Pressures bar	bar	Element Type	Elem. No.	Array
1-1	150,0	8,1	4,1	18,2	1,05	7,0	0,0	SWC5-LD	222	37x6

Ion	Raw water		Feed water		Permeate		Concentrate	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	84,0	4,2	84,0	4,2	0,185	0,0	167,8	8,4
Mg	1,1	0,1	1,1	0,1	0,002	0,0	2,2	0,2
Na	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
K	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
NH4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
Ba	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0
Sr	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0
CO3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
HCO3	0,1	0,0	0,1	0,0	0,000	0,0	0,2	0,0
SO4	46,0	1,0	46,0	1,0	0,030	0,0	92,0	1,9
Cl	117,9	3,3	117,9	3,3	0,312	0,0	235,5	6,6
F	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
NO3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,000	0,0	0,0	0,0
B	0,00		0,00		0,000		0,00	
SiO2	0,0		0,0		0,00		0,0	
CO2	0,01		0,01		0,01		0,01	
TDS	249,1		249,1		0,5		497,7	
pH	7,00		7,00		6,52		7,29	

	Raw water	Feed water	Concentrate
CaSO4 / Ksp * 100:	2%	2%	5%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%	0%	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	0%	0%	0%
SiO2 saturation:	0%	0%	0%
Langelier Saturation Index	-3,42	-3,42	-2,55
Stiff & Davis Saturation Index	-3,33	-3,33	-2,48
Ionic strength	0,01	0,01	0,01
Osmotic pressure	0,1 bar	0,1 bar	0,3 bar

Abbildung 19 Detaillierter Bericht IMS Design
/ Hydranautics/

3 Evaluierung

Wie im Punkt 2.4 beschrieben, wird eine Frachtenrechnung auf Basis des ausgewählten Vorprojektes aufgebaut. Die Frachtenrechnung des Vorprojektes wurde von Hrn. Martin Goetz erstellt. Als erstes werden die einzelnen Ströme genauer betrachtet und analysiert, hierbei kristallisieren sich Bereiche mit Verbesserungspotential heraus. Essentielle Auswahlkriterien sind Abwasserströme mit großen Wassermengen und geringer Konzentration. Diese können in gereinigter Form großteils rückgeführt werden (Abbildung 20; Blow down water, Pkt.1). Durch die Verwendung einer Umkehrosmose kann Wasser mit einer höheren Reinigung in den Prozess eingeleitet werden, somit kann ebenfalls die anfangs berechnete Zykluszahl erhöht werden. Dies führt wiederum dazu, dass die hochkonzentrierten Abwässer weniger oft abgeleitet werden müssen (Abbildung 20; Pkt.2). Als Zykluszahl wird die Anzahl der Durchläufe im Kreislauf bezeichnet.

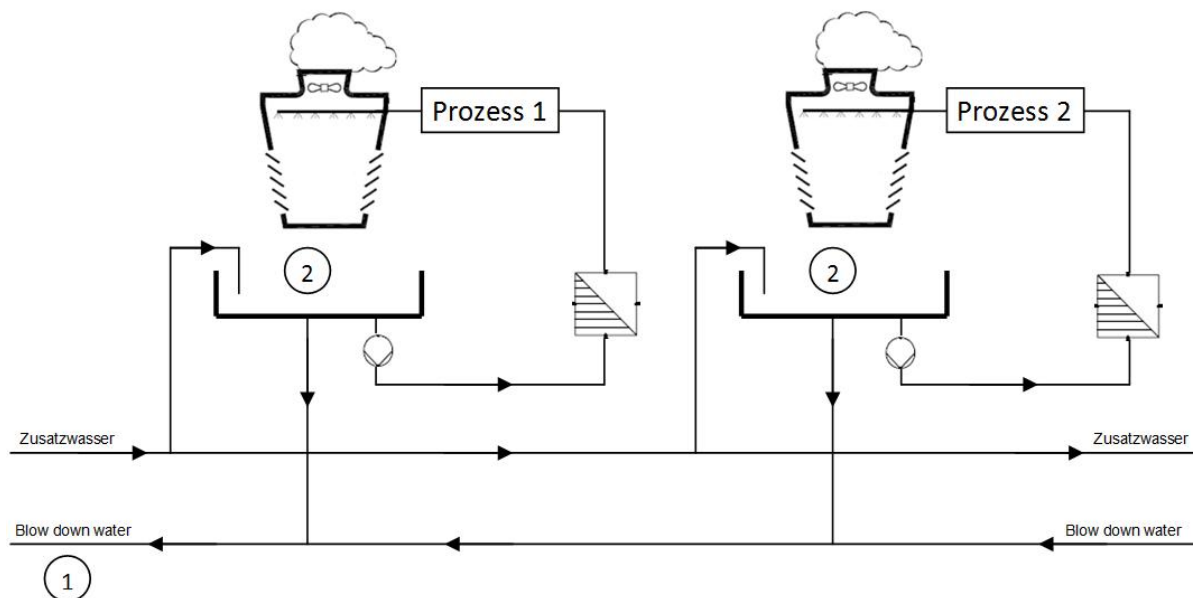


Abbildung 20 Abwasserströme mit Optimierungspotential

/ Siemens VAI Intern/

Durch diese Kriterien werden verschiedenste Varianten erstellt und berechnet. Aufgrund der Frachtenrechnung werden aus den möglichen Varianten zwei ausgewählt und mit der Basisversion verglichen.

Ausgewählte Varianten

1. Originalversion des Vorprojektes, Enthärtung mittels Ionenaustauscher, ohne Wiederverwendung des Blow down waters
2. Enthärtung mittels Ionenaustauscher, Blow down water Behandlung mit einer Umkehrosmose, Rückführung des Permeats
3. Enthärtung mit einer Umkehrosmose anstatt des Ionenaustauschers und Blow down water Behandlung mittels weiterer Umkehrosmose, Rückführung des Permeats

Die genauere Erläuterung der „originalen Version“ und der zwei optimierten Varianten folgt in den Punkten 3.1 bis 3.3. Zusätzlich zu der Wassereinsparung muss auch noch der wirtschaftliche Aspekt beleuchtet werden, dies wird im Punkt 3.4 betrachtet.

3.1 Variante 1

Die Variante 1 ist wie in der Einleitung des Punktes 3 erläutert, die „original Version“ des ausgewählten Vorprojektes. Hierbei erfolgt die Flusswasseraufbereitung mittels eines Ionenaustauschers. Dieser Ionenaustauscher ist ein Kationenaustauscher der mit NaCl, also Kochsalz, regeneriert wird. Als Berechnungsgrundlage wird die Faustformel 1/3 zu 2/3 verwendet, nur ein Drittel des verwendeten Kochsalzes dient zur Regenerierung des Ionenaustauschers und zwei Drittel gehen als Abwasser verloren. Daraus wird die benötigte Regenerationsmenge an NaCl berechnet. Weitere Details zur Funktion des Ionenaustauschers siehe Punkt 2.1.4. Die Auslegung des Ionenaustauschers erfolgt gemäß Abbildung 21.

Als Eingabewerte werden gemäß Version 1 folgende Parameter herangezogen:

- Aufzubereitende Wassermenge Q (264,00m³/h)
- Laufzeit in Stunden (8,00h)
- Summe Erdalkali des Rohwassers in °dH (13,72 °dH)
- Nutzbare Kapazität des Austauschermaterials (25,00 g CaO/l_R)

Q...Aufzubereitende Wassermenge	264,00 [m³/h]	*)
L... Laufzeit in Stunden	8,00 [h]	*)
GH... Summe Erdalkali des Rohwassers	13,72 [°dH]	*)
GH... Summe Erdalkali des Rohwassers	137,20 [g CaO/m³]	
NK... Nutzbare Kapazität des Austauschermaterials	25,00 [g CaO/l _R]	*)
R... Menge des Austauschermaterials [l]		

Berechnung:

R	11.590,66 [l]
---	---------------

Regenerationsmenge:

NaCl-Verbrauch theoretisch	1.390,88 [kg]
NaCl-Verbrauch tatsächlich	2.781,76 [kg]
Na Ion	1.094,27 [kg]
Cl Ion	1.687,49 [kg]
8% NaCl Lösung	25.035,82 [l]

*) Eingabewerte

Abbildung 21 Auslegung eines Ionenaustauschers für eine Enthärtung
/ Siemens VAI Intern/

Das im Ionenaustauscher entstandene Reinwasser wird für zwei Bereiche verwendet, als enthärtetes Wasser (Softwater) und als Zusatzwasser (Make up water). Das enthärtete Wasser (Softwater) darf einen deutschen Härtegrad von 4,4 nicht unterschreiten. Falls dies doch geschieht muss das Reinwasser mit Flusswasser vermischt werden, dadurch steigt der Härtegrad wieder an. Ein zu niedriger Härtegrad bedeutet eine höhere Aggressivität des Wassers in Bezug auf Betonbauten, metallische Bauteile und Rohrleitungen.

Als aggressives Wasser wird ein Wasser bezeichnet, das mit ihm in Berührung stehende Feststoffe auflösen oder zersetzen kann, wofür in der Regel die Wasserinhaltsstoffe verantwortlich sind. Das Kalk-Kohlensäuregleichgewicht ist hierbei von großer Bedeutung, dieses Gleichgewicht bestimmt die Aggressivität des Wassers. Wird dem System Kohlensäure entzogen, fällt schwerlösliches Calciumcarbonat aus (Seekreide, Kesselstein). Wird dem System jedoch Kohlensäure zugeführt, kann wieder Calciumcarbonat gelöst werden, was beim Einsatz von zementgebundenen Werkstoffen zu Problemen führt. Ein Mindestgehalt von ca. 2,8°dH an

„Karbonathärte“ wird für die Ausbildung der sogenannten „Kalk-Rost-Schutzschicht“ für erforderlich gehalten.³¹

Durch eventuelle Beimischung von Flusswasser wird der Bedarf an Reinwasser gesenkt und der Ionenaustauscher kann kleiner ausgelegt werden. Die 264m³/h fließen in die Ionenaustauscherberechnung als erster Parameter ein. Als nächster folgt die Laufzeit, diese wird auf 8 Stunden angesetzt, wenn acht Stunden Betriebszeit verstrichen sind, wird auf einen zweiten Ionenaustauscher, der als "Stand by" dient, umgeschaltet und der Erste wird währenddessen regeneriert. Die Summe der Erdalkali wird gemäß der Flusswasseranalyse eingegeben. Als letzte Parameter fließt die nutzbare Kapazität des Austauschermaterials in die Berechnung mit ein, hierbei wird ein „Standard Wert“ von 25,00 herangezogen. Dieser Wert variiert allerdings bei Verwendung eines anderen Austauschermaterials. Aus den obig genannten Parametern wird die benötigte Menge des Austauschermaterials berechnet und fortführend die geforderten Regenerationsmengen eruiert. Diese Ergebnisse werden in der Frachtenrechnung weitergeführt. Die Vermischung mit Flusswasser bei einer Unterschreitung des Härtegrades gilt auch für den Strang des Zusatzwassers, allerdings sollte sich hier ein Härtegrad zwischen 7 und 9°dH einstellen. Durch die benötigte Zusatzwassermenge von 418m³/h und dem gewünschten Härtegrad ergeben sich die Durchflussmengen des Reinwassers von 255m³/h und des beigemengten Flusswassers mit 163m³/h. Die gewünschten Parameter Q und °dH des Zusatzwassers werden als Referenz angegeben, siehe Abbildung 22.

Zusatzwasser / Make up water		
Q=418 m³/h		
TH=156 mg/l	8,76 °dH	
Ca=61,3 mg/l	Ca=25,61 kg/h	Ca=614,70 kg/d
Mg=0,8 mg/l	Mg=0,33 kg/h	Mg=7,83 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,06 kg/h	Fe=1,50 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=33,44 kg/h	Cl=802,56 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=21,80 kg/h	SO4=523,27 kg/d
Na=0,11 g/l	Na=44,04 kg/h	Na=1.056,96 kg/d

Abbildung 22 Auszug aus Frachtenrechnung Variante 1, Zusatzwasser
/ Siemens VAI Intern/

³¹ Vgl. J. Mutschmann, F.: Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007, S. 293

Hierbei werden auch weitere Werte wie die Gesamthärte TH und Frachten je Stunde und je Tag berechnet. Details für die vollständige Frachtenrechnung der Version 1 siehe Anhang A1.

Für einen schematischen Aufbau des ersten Bereiches siehe Abbildung 23. Das im Ionenaustauscher entstandene Konzentrat findet keine weitere Verwendung und geht als Abwasser verloren. Das Konzentrat besteht unter anderem aus Natrium, das bei der Regeneration zu 2/3 als Überschuss „verloren“ geht, aus dem kompletten Anteil an Chlorid und aus Kalzium, das durch die Regenerierung mittels Natrium gelöst worden ist.

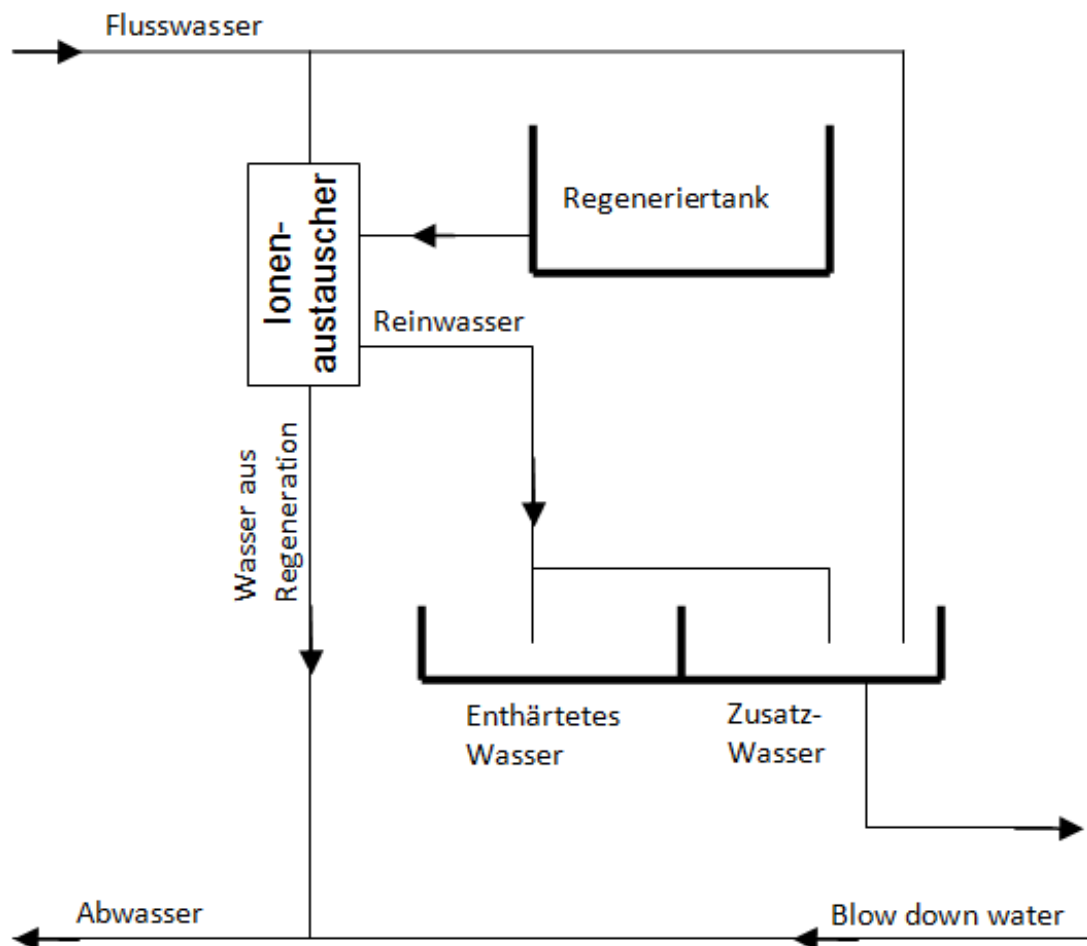


Abbildung 23 Flusswasseraufbereitung Vorprojekt, Abbildung 1/2

/ Siemens VAI Intern/

Das Zusatzwasser wird für drei indirekte Kühlkreisläufe benötigt. Dieses Wasser wird in einem offenen Kühlkreislauf geführt und für die Maschinenkühlung benö-

tigt, je Kreislauf werden verschiedene Wassermengen gefordert. Nach der Wärmeaufnahme erfolgt die Wärmeabgabe im Kühlturm. Unterhalb des Kühlturmes wird das Wasser in einem Becken aufgesammelt und wieder mittels Pumpen im Kreislauf geführt. Im Auffangbecken wird die Konzentration der Inhaltsstoffe über die Leitfähigkeit gemessen. Die Leitfähigkeitsmessung erlaubt es, mit einer sehr guten Annäherung, Aussagen über die Wasserhärte zu treffen. Diese wird hauptsächlich durch die Präsenz von gelösten Kalzium- und Magnesium-Ionen in einer Flüssigkeit bestimmt. Werden bei der Leitfähigkeitsmessung gewisse Grenzen überschritten, muss ein Teil des Wassers ausgeschieden und mit frischem Zusatzwasser aufgefüllt werden und der Kreislauf beginnt von neuem.

Das ausgeschiedene Wasser (Blow down water) wird wiederum, gemeinsam mit dem Konzentrat des Ionenaustauschers, als Abwasser aus dem Prozess ausgeschieden. Dieser Ablauf des Prozesses erfolgt bei allen 3 Kühltürmen identisch. Details siehe Abbildung 24.

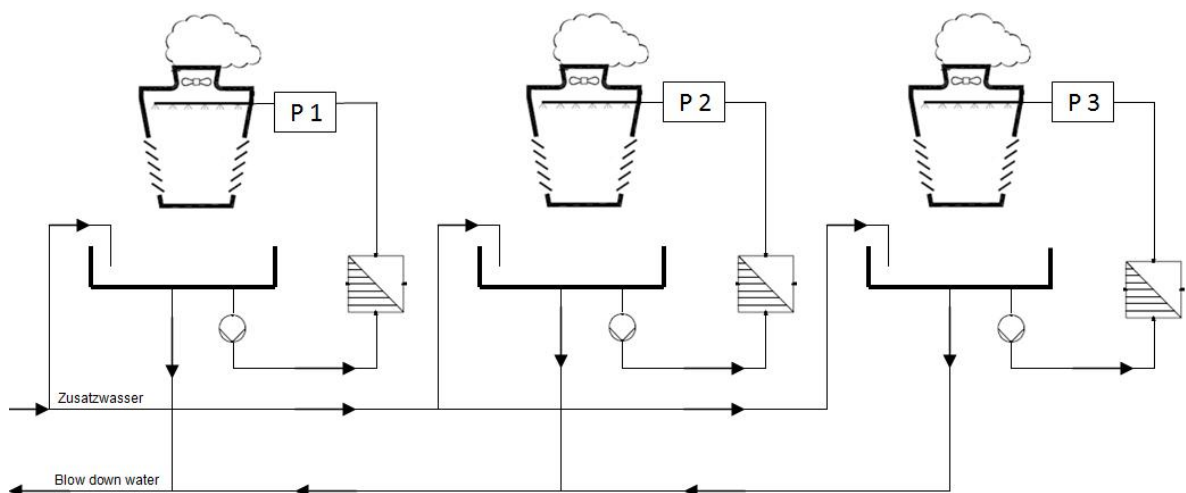


Abbildung 24 Flusswasseraufbereitung Vorprojekt, Abbildung 2/2

/ Siemens VAI Intern/

Durch die fehlende Reinigung und Rückführung des Blow down water entsteht ein großer Abwasserstrom mit $150,4\text{m}^3/\text{h}$, der nicht weiter verwendet wird. Details zu den Inhaltsstoffen und Konzentrationen siehe Abbildung 25.

Q=150,4 m³/h		
TH=695 mg/l	38,91 °dH	
Ca=272,21 mg/l	Ca=40,94 kg/h	Ca=982,51 kg/d
Mg=3,47 mg/l	Mg=0,52 kg/h	Mg=12,51 kg/d
Fe=0,4 mg/l	Fe=0,06 kg/h	Fe=1,52 kg/d
Cl=1.610 mg/l	Cl=242,17 kg/h	Cl=5.812,10 kg/d
SO4=147 mg/l	SO4=22,06 kg/h	SO4=529,53 kg/d
Na=1,21 g/l	Na=181,35 kg/h	Na=4.352,40 kg/d

Abbildung 25 Auszug aus Frachtenrechnung Variante 1, Blow down water
/ Siemens VAI Intern/

3.2 Variante 2

Gemäß der in Kapitel 3 angeführten Abbildung 20, wird für die Variante 2 der Strom des Blow down waters herangezogen. Die anderen Bereiche inklusive des Ionenaustauschers bleiben hierbei annähernd identisch zur Variante 1. Um ein bestmögliches Resultat zu erreichen, muss vor der Berechnung analysiert werden, wo der Einbau einer Umkehrosmose am meisten Sinn macht. Hierbei kristallisiert sich ein Punkt heraus, der näher betrachtet werden muss. Der relevante Bereich befindet sich bei der Verschneidung des Blow down waters mit dem Konzentrat - Strom des Ionenaustauschers. Der Abwasserstrom des Ionenaustauschers ist ein Strom mit geringer Durchflussmenge, allerdings mit einer sehr hohen Konzentration. Selbst wenn hier eine Reinigung gemacht werden würde, könnte nicht viel Reinwasser daraus gewonnen werden, allerdings würde dies erhebliche, zusätzliche Kosten bedeuten. Verschneidet man diesen Abwasserstrom mit dem des Blow down waters, sinkt die Wasserqualität des Blow down waters stark ab und bedeutet somit einen größeren Reinigungsaufwand. Werden alle Punkte beleuchtet ist der sinnvollste Punkt an dem die Umkehrosmose geplant werden soll, vor der Verschneidung beider Abwasserströme. Weiters ist auch entscheidend, wo das Permeat wieder in den Kreislauf rückgeführt wird. Je nach Position hat dies große Einflüsse auf den weiteren Prozess und auf die Anlagenauslegung. Durch Kalkulation verschiedenster Varianten der Frachtenrechnung hat sich folgende Version als optimale Rückführung ergeben. Siehe Abbildung 26.

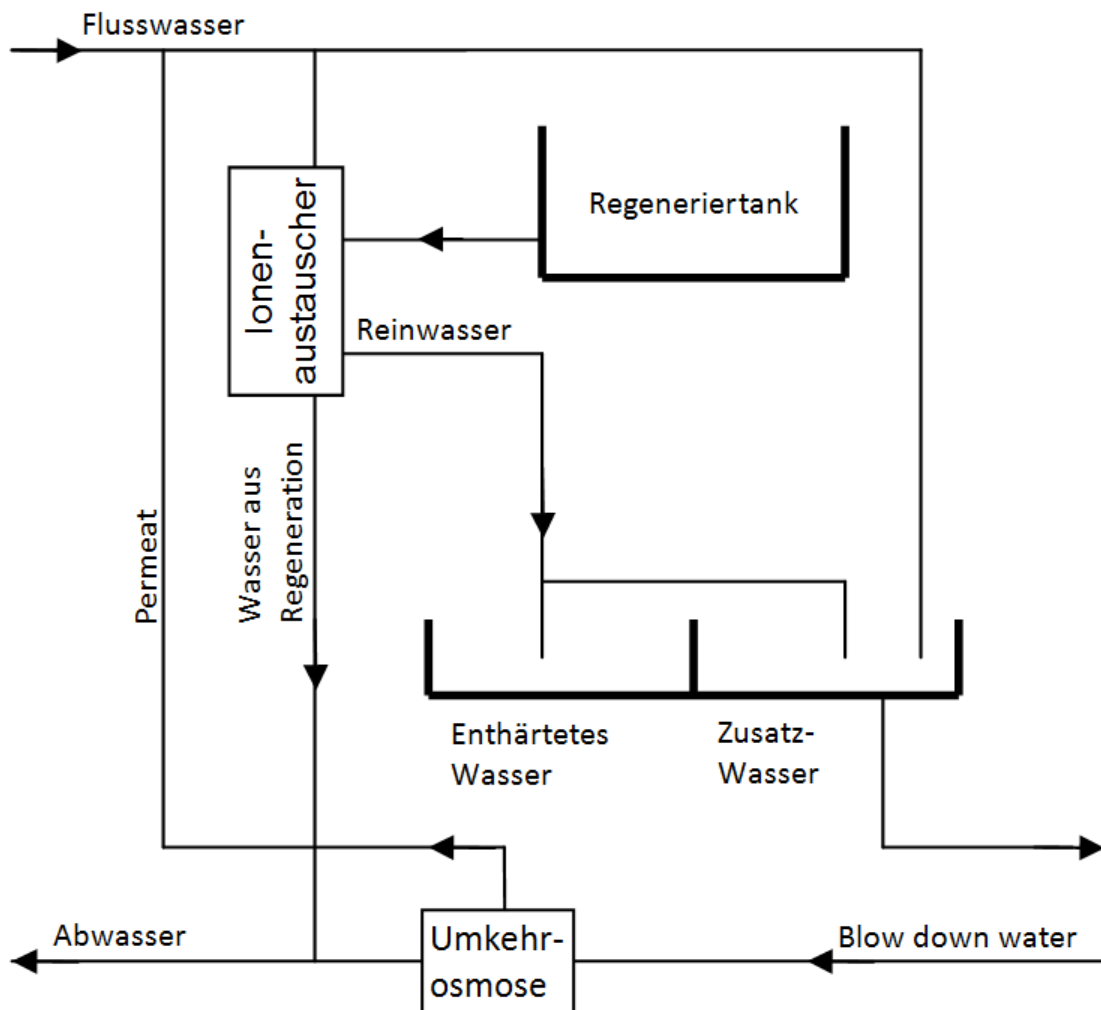


Abbildung 26 Einplanung Umkehrosmose und Rückführung, Variante 2
/ Siemens VAI Intern/

Gemäß des Telefonats mit der Firma Firma TES Water Treatment GmbH soll bei der Umkehrosmose des Blow down waters aufgrund der Inhaltsstoffe der Prozentsatz des product recovery auf 50% reduziert werden. Somit wird nur die Hälfte der Durchflussmenge des Blow down waters als gereinigtes Permeat rückgeführt. Durch das Verschneiden des Permeats mit dem Flusswasser werden die Eingangsparmeter für den Ionenaustauscher verbessert, da weniger Flusswasser benötigt wird. Das Permeat enthält des weiteren auch kleine Mengen an Natrium, dies wird in der Frachtenrechnung vernachlässigt und nicht weitergeführt. Als nächstes wird der Ionenaustauscher gemäß Variante 1 berechnet, dabei entsteht allerdings ein Zusatzwasser, das die geforderten 7-9°dH weit unterschreitet. Um

den Wert in die geforderte Richtung zu leiten, muss der Ionenaustauscher verkleinert werden und um dieselbe Zusatzwassermenge zu erreichen, mehr Flusswasser eingeleitet werden. Siehe Vergleichstabelle Abbildung 27. In rot eingezeichnet ist der zusätzliche Aufbereitungsschritt der Variante 2

Vergleich der Variante 1 zu Variante 2			
Kriterium	Variante 1	Variante 2	Pos.
Permeat Ionenaustauscher	264 m³/h	200 m³/h	1
Bypassleitung Flusswasser	163 m³/h	227 m³/h	2
Enthärtetes Wasser (Soft water)	9 m³/h	9 m³/h	3
Zusatzwasser	418 m³/h	418 m³/h	4

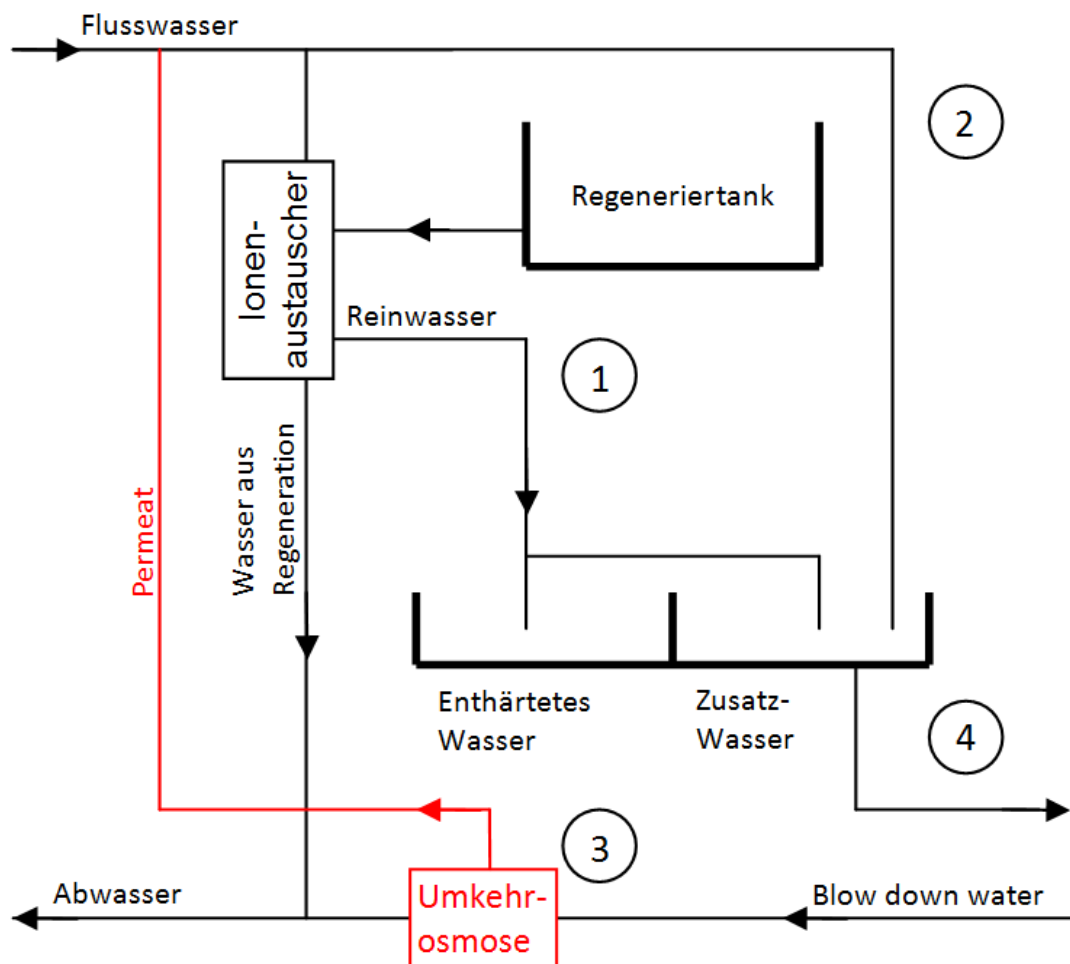


Abbildung 27 Vergleich der Ionenaustauscherleistung, Variante 1 und 2
/ Siemens VAI Intern/

Wie in der Vergleichstabelle (Abbildung 27) ersichtlich, kann durch die Rückführung des Permeats, der Ionenaustauscher knapp ein viertel verkleinert werden. Da-

durch werden auch die Regeneriermengen reduziert und dies bedeutet somit weiterführend eine geringere Abwasserbelastung und auch eine Kosteneinsparung bei der Anschaffung des Ionenaustauschers, als auch bei den Betriebskosten. Details dazu siehe Kapitel 3.4.

Für die gesamte Frachtenrechnung der Variante 2 siehe Anhang A2.

3.3 Variante 3

Die Variante 3 basiert auf der Variante 2, also inklusive der Umkehrosmose und Rückführung des Permeats in den Kühlkreislauf. Allerdings wird der Ionenaustauscher durch eine weitere Umkehrosmose ersetzt. Bei dieser Umkehrosmose bleibt der product recovery bei höheren 70%. Grund dafür ist dass das Flusswasser in Kombination mit dem Permeat reiner ist als der Blow down water Strom. Durch den Wegfall des Ionenaustauschers wird auch der Regeneriertank nicht mehr benötigt. Somit entfallen große Mengen an Regenerierstoffen. Die Berechnung der Umkehrosmosen wird wieder mit dem Berechnungsprogramm der Firma Hydraulics bewerkstelligt. Der schematische Aufbau ist gemäß Abbildung 28 zu verstehen.

Durch die im Permeat leicht abweichenden Konzentrationen muss auch das Verhältnis bei der Verschneidung des Zusatzwassers und des Flusswassers angepasst werden. Auch nach der Anpassung des Verhältnisses ist der Härtegrad des Zusatzwassers an der unteren Grenze und zwar bei 7,13. Durch den niedrigeren Härtegrad kann das Kühlwasser länger im Kreislauf gehalten werden. Somit wird die Zykluszahl je Kühlkreislauf erhöht.

- Kühlkreislauf 1: von 3 auf 3,5
- Kühlkreislauf 2: von 3 auf 3,5
- Kühlkreislauf 3: von 3 auf 3,5

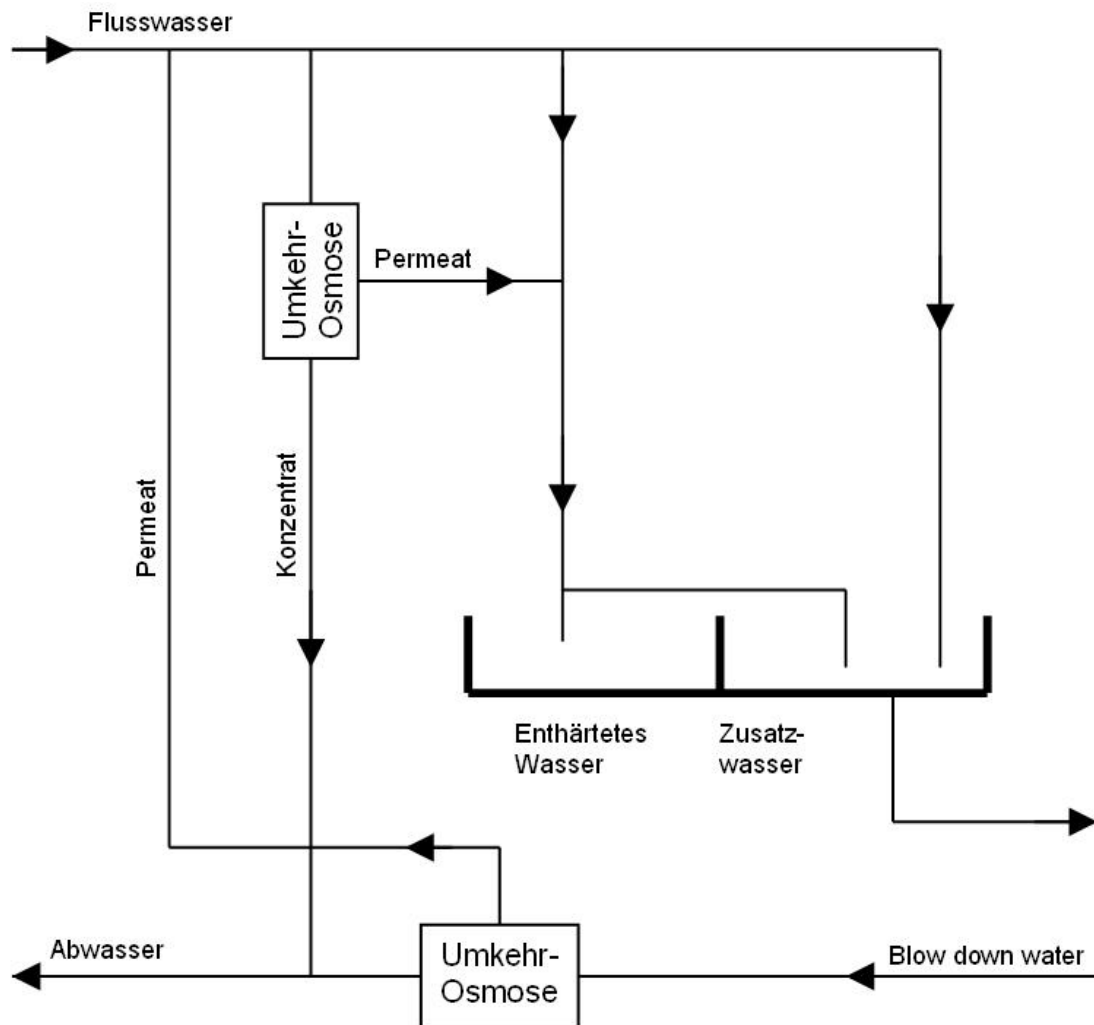


Abbildung 28 Umkehrosmose anstatt Ionenaustauscher, Variante 3
/ Siemens VAI Intern/

Bei den höheren Zykluszahlen liegt der Härtegrad des Blow down waters bei knapp 26°dH und ein Teil des Wassers muss ausgetauscht werden.

Details zu den einzelnen Konzentrationen und Wassermengen können aus der Frachtenrechnung entnommen werden, siehe dazu Anhang A3.

3.4 Wirtschaftlicher Vergleich der Varianten

Der wirtschaftliche Vergleich basiert auf den drei vorangegangenen Varianten. Um eine Entscheidung zu treffen, welche Variante letztendlich die Beste ist, muss neben der technologischen Seite auch die wirtschaftliche Seite betrachtet werden.

Um eine Berechnung zu starten werden vorher noch gewisse Informationen gesammelt. Als erstes müssen die Frisch- und Abwasserkosten bestimmt werden.

Dies geschieht unter Verwendung des sogenannten Weltwasserpreises. Der Weltwasserpreis ist ein kombinierter Preis aus Wasserkosten inklusive Abwasserreinigung, kalkuliert in $\$/\text{m}^3$ für einige große Städte weltweit. Im Folgenden werden die relevanten Städte anhand der gesamten Liste gesondert angeführt und regional geordnet.³² Umrechnungskurs: $1,23\$ = 1 \text{ €}$ (Stand 29.07.2012)³³

Diese Werte beziehen sich anders wie in diesem Projekt auf Frischwasser und nicht auf Flusswasser.

Österreich

Wien	3,81 $\$/\text{m}^3$	=	3,09 $\text{€}/\text{m}^3$
------	----------------------	---	----------------------------

Europa

Belgrad	0,56 $\$/\text{m}^3$	=	0,46 $\text{€}/\text{m}^3$
---------	----------------------	---	----------------------------

Rom	1,41 $\$/\text{m}^3$	=	1,15 $\text{€}/\text{m}^3$
-----	----------------------	---	----------------------------

Stockholm	1,87 $\$/\text{m}^3$	=	1,52 $\text{€}/\text{m}^3$
-----------	----------------------	---	----------------------------

Prag	3,03 $\$/\text{m}^3$	=	2,46 $\text{€}/\text{m}^3$
------	----------------------	---	----------------------------

London	3,57 $\$/\text{m}^3$	=	2,90 $\text{€}/\text{m}^3$
--------	----------------------	---	----------------------------

Oslo	3,94 $\$/\text{m}^3$	=	3,20 $\text{€}/\text{m}^3$
------	----------------------	---	----------------------------

Paris	4,08 $\$/\text{m}^3$	=	3,32 $\text{€}/\text{m}^3$
-------	----------------------	---	----------------------------

Antwerpen	4,56 $\$/\text{m}^3$	=	3,70 $\text{€}/\text{m}^3$
-----------	----------------------	---	----------------------------

Brüssel	4,61 $\$/\text{m}^3$	=	3,75 $\text{€}/\text{m}^3$
---------	----------------------	---	----------------------------

Zürich	5,52 $\$/\text{m}^3$	=	4,49 $\text{€}/\text{m}^3$
--------	----------------------	---	----------------------------

Berlin	7,00 $\$/\text{m}^3$	=	5,69 $\text{€}/\text{m}^3$
--------	----------------------	---	----------------------------

Russland

St. Petersburg	0,70 $\$/\text{m}^3$	=	0,57 $\text{€}/\text{m}^3$
----------------	----------------------	---	----------------------------

Moskau	0,82 $\$/\text{m}^3$	=	0,67 $\text{€}/\text{m}^3$
--------	----------------------	---	----------------------------

³² World water prices, Global water tariff survey, 2008

³³ Wechselkurs Euro / Dollar, Finanzen.net, 29.07.2012

USA

Phoenix	1,85 \$/m ³	=	1,50 €/m ³
New York	2,11 \$/m ³	=	1,72 €/m ³
Los Angeles	2,21 \$/m ³	=	1,80 €/m ³
Boston	2,95 \$/m ³	=	2,40 €/m ³
San Francisco	3,14 \$/m ³	=	2,55 €/m ³
Las Vegas	3,16 \$/m ³	=	2,57 €/m ³

China

Shanghai	0,28 \$/m ³	=	0,23 €/m ³
Hongkong	0,54 \$/m ³ [^]	=	0,44 €/m ³

Indien

Mumbai	0,08 \$/m ³	=	0,06 €/m ³
Dehli	0,09 \$/m ³	=	0,07 €/m ³
Kalkutta	0,15 \$/m ³	=	0,06 €/m ³

Wie in der obigen Auflistung ersichtlich, ist dieses Projekt nicht in allen Ländern der Welt ähnlich rentabel. In einigen Ländern der Erde, speziell in den weniger entwickelten, sind die Wasserkosten und deren Entsorgung sehr gering somit benötigt man trotz der großen Wassereinsparung einen längeren Zeitraum um die größeren Investitionskosten einzuholen.

Als nächstes werden die Anschaffungskosten und Betriebskosten der Umkehrosmose und des Ionenaustauschers betrachtet. Hierbei wurden Angebote bei der Firma Eurowater eingeholt. Laut Eurowater sind bei der Variante 3 die zwei Umkehrosmosen und die eine Umkehrosmose bei der Variante 2 von der Auslegungsseite her annähernd identisch, somit gilt der selbe Preis für jede Umkehrosmose.

Das Angebot der Firma Eurowater beinhaltet zusätzlich zu der Umkehrosmose auch die zusätzlichen Aggregate wie Dosiertank inklusive Pumpen, Kohlefilter, Antiscalingmittel inklusive Pumpen, Rückspülpumpen und Steuerelektrik. Der Gesamtbetrag einer Umkehrosmose beträgt somit 831.912€.

Das Angebot bezüglich des Ionenaustauschers beinhaltet eine Doppelenthärtungsanlage Typ STFA 50 inklusive Regeneriersystem. Die Salzsole für die Regenerierung wird in dem Solebehälter durch einblasen von Salz und anschließender Einbringung von Wasser vorbereitet und über Solepumpen durch getrennte Leitungen in die Enthärtung eingeleitet. Hierbei sind allerdings die Ionenaustauscher in der Variante 1 und Variante 2 unterschiedlich. Die Variante 1 ist für 260m³/h und die Variante 2 für 130m³/h ausgelegt, dadurch entstehen auch unterschiedliche Investitionskosten. Für Variante 1 betragen diese für den Ionenaustauscher 488.000€ und für die Variante 2 167.000€. Die Aufschlüsselung der einzelnen Kosten je Variante, siehe unten.

Vergleich der Anschaffungskosten

Variante 1	488.000€	(Ionenaustauscher)
Variante 2	998.912€	(Ionenaustauscher und Umkehrosmose)
Variante 3	1.663.824€	(2x Umkehrosmose)

Die Anschaffungskosten der Variante 2 setzen sich analog zur obigen Aufstellung zusammen.

Umkehrosmose komplett	831.912€
Ionenaustauscher (130m³/h)	107.000€
Soleaufbereitung	<u>60.000€</u>
	<u>998.912€</u>

Bei der Variante 3 sind zwei Umkehrosmosen mit je 831.912€ verbaut, dadurch entstehen die Gesamtanschaffungskosten von 1.663.824€

Zusätzlich zu den Anschaffungskosten muss als zweiter Teil noch auf die Betriebskosten geachtet werden, diese setzen sich wie folgt zusammen.

Variante 1

Flusswasser	341,60€/h
Abwasser	300,80€/h
Regenerationsmittel	52,15€/h
Energiekosten	<u>1,60€/h</u>
	<u>696,15€/h</u>

Variante 2

Flusswasser	285,60€/h
Abwasser	152,80€/h
Regenerationsmittel	33,05€/h
Antiscalingmittel	4,00€/h
Reinigungskosten	0,28€/h
Energiekosten	<u>30,20€/h</u>
	<u>505,93€/h</u>

Variante 3

Flusswasser	229,60€/h
Abwasser	140,00€/h
Antiscalingmittel	8,00€/h
Reinigungskosten	0,83€/h
Energiekosten	<u>88,20€/h</u>
	<u>466,63€/h</u>

Die Flusswasserkosten werden mit 0,8€ je Kubikmeter berechnet, diese beinhalten Stromkosten für Pumpen, Kosten für Servicepersonal und die Vorreinigung des Flusswassers. Die Vorreinigung kann unter anderem mit Rechen bewerkstelligt werden, ist allerdings nicht Teil dieser Arbeit. Das Abwasser wird mit 2,0€ je Kubikmeter berechnet, das in Summe aus Flusswasserkosten und Abwasserkosten den Wert von 2,8€/m³ erreicht. Dieser Wert ist gültig für höher entwickelte Länder. In Entwicklungsländern mit geringerem Wasserpreis muss ein neuer Wert berechnet werden. Die Regenerationsmittel für den Ionenaustauscher werden mit 150€/t kalkuliert, eine Regenerierung erfolgt alle 8 Stunden, dies ergibt Regenera-

tionsmittelkosten je Variante. Die Reinigungskosten betragen 2000€ je Umkehrosmose, dies wird mittels der jährlichen Anlagenbetriebsstunden auf eine Stunde berechnet. Die Anlagenbetriebsstunden pro Jahr werden auf 7200 Stunden angesetzt. Die Energiekosten werden für die Umkehrosmose mit 0,5Kwh pro m³/h berechnet, da diese mit höheren Drücken betrieben werden und somit leistungsfähigere Pumpen benötigen. Die Energiekosten für die Ionenaustauscher sind weitaus geringer.

Die Angaben von Antiscalingsmittel, Reinigung, Regeneriermittel und Energiekosten sind Erfahrungswerte der Fa. Eurowater (Telefonat Hr. Rottmann Fa. Eurowater, 16.07.2012).

Für den wirtschaftlichen Vergleich der einzelnen Varianten siehe Abbildung 29.

In dieser Abbildung sind die einzelnen Veränderungen der Fluss- und Abwasserströme ersichtlich. Die Flusswassermengen wurden gegenüber der Variante 1 um mehr als 40% reduziert und die Abwassermengen noch weiter und zwar um knapp 50%. Die Erhöhung der Durchlaufzyklen der einzelnen Prozesse (P1-P3) und die Investitions- und Betriebskosten sind ebenfalls angeführt. Als letztes sind Betriebskosten der einzelnen Varianten für ein Jahr ersichtlich. Die Variante 2 bietet somit schon im ersten Jahr und die Variante 2 schon im zweiten Jahr ein Einsparungspotential gegenüber der Ursprungsvariante (V1).

Gegenüberstellung der einzelnen Varianten									
Variante	Reinwasser/ Permeat [m³/h]		Abwasser [m³/h]	Zykluszahl			Kosten		Betriebskosten [€/Jahr]
				P1	P2	P3	Investition [€]	Betrieb [€]	
V1	264		150,4	3	3	3	488.000,00	696,15	5.012.280,00
V2	200		76,4	3	3	3	1.141.912,00	503,93	3.628.296,00
V3	115		70	3,5	3,5	3,5	2.495.736,00	466,63	3.359.736,00

V2 rentabel gegenüber V1 nach 0,5 Jahre

V3 rentabel gegenüber V1 nach 1,2 Jahre

Details zu den Varianten

V1 Ionenaustauscher ohne Rückführung

V2 Ionenaustauscher mit Umkehrosmose und Rückführung

V3 Umkehrosmose anstatt Ionenaustauscher und Rückführung, Erhöhung der Zyklen

Abbildung 29 Wirtschaftlicher Vergleich der Varianten

/ Siemens VAI Intern/

4 Zusammenfassung und Ausblick

Die ursprüngliche Aufgabenstellung "Optimierung des Wasseraufbereitungsprozesses, um Wasser während der Stahlerzeugung einzusparen" wurde, wie in den Frachtenrechnungen ersichtlich, erreicht. Trotz der hohen Investitionskosten gegenüber der Version 1 rentieren sich beide Varianten innerhalb kurzer Zeit. Weiters ist es, wie im Kapitel 3.2 beschrieben, von sehr großer Bedeutung wo genau ein Reinigungsschritt verbaut wird, da eine Verschneidung zweier Wasserströme vor einer Reinigung erhebliche Nachteile mit sich bringen kann. Solche auftretenden Probleme bei einer Wasserverschneidung mit einem hoch konzentrierten Abwasserstrom sind unter anderem eine Verschlechterung der gesamten Wasserqualität, Vergrößerung einer Anlage, schwierigere Abwasserreinigung bei minimal höherer Permeatausbeute. Ebenso wichtig ist die Position der Einleitung des rückgeführten Permeats, da diese die Qualität des Wassers um einiges verbessert und somit kann die Wasserenthärtung eventuell kleiner ausgelegt werden.

Für die Zusammenfassung der einzelnen Eigenschaften und Details zu den Varianten siehe folgende Auflistung.

Variante 1

Benötigtes Flusswasser:	427,0m³/h
Reinwasser für Zusatzwasser:	264,0m³/h
Zusatzwassermenge:	418,0m³/h
Abwasser:	150,4m³/h
Zykluszahlerhöhung:	nein
Blow down water Behandlung:	nein
Investitionskosten:	488.000€
Betriebskosten:	696,15€/h

Die Variante 1 ist in Bezug auf die Investition die günstigste Variante. Vorteil des Ionenaustauschers ist der günstigere Anschaffungspreis gegenüber einer Umkehrosmose, allerdings werden bei einem Ionenaustauscher auch große Mengen an Regeneriermittel benötigt, die wiederum als Abwasser aus dem Prozess aus-

scheiden. Durch die fehlende Blow down water Behandlung gehen große Wassermengen als Abwasser verloren.

Variante 2

Benötigtes Flusswasser:	357,0m³/h
Reinwasser für Zusatzwasser:	200,0m³/h
Reinwasser aus Blow down water:	40,0m³/h
Zusatzwassermenge:	418,0m³/h
Abwasser:	76,4m³/h
Product recovery Blow down water	50%
Zykluszahlerhöhung:	nein
Blow down water Behandlung:	ja
Investitionskosten:	1.141.912€
Betriebskosten:	503,93€/h

Ebenfalls wie bei der Variante 1 wird bei der Variante 2 auch die Flusswasseraufbereitung mittels eines Ionenaustauschers bewerkstelligt, somit entstehen die selben Kostenvorteile, allerdings auch der Nachteil der Regeneriermittel im Abwasser. Durch die Rückführung des Permeats aus der Blow down water Behandlung kann ein Teil des benötigten Flusswassers eingespart werden, allerdings kann aufgrund der Inhaltsstoffe im Blow down water nur ein product recovery von 50% erreicht werden. Die Investitionskosten steigen gegenüber der Variante 1 durch die zusätzliche Umkehrosmose zu dem Ionenaustauscher um mehr als das Doppelte an.

Variante 3

Benötigtes Flusswasser:	287,0m³/h
Reinwasser für Zusatzwasser:	115,0m³/h
Reinwasser aus Blow down water:	40,0m³/h
Zusatzwassermenge:	280,0m³/h
Abwasser:	70,0m³/h
Product recovery Zusatzwasser	70%
Product recovery Blow down water	50%

Zykluszahlerhöhung:	ja
Blow down water Behandlung:	ja
Investitionskosten:	2.495.736€
Betriebskosten:	466,63€/h

Bei der Variante 3 mit zwei Umkehrosmosen sind die Investitionskosten mit Abstand am größten, allerdings werden auch die Fluss- und Abwassermengen am stärksten reduziert. Dies bildet somit auch die geringsten Betriebskosten.

Zusammenfassend gesehen bringt die Variante 2 aufgrund der kürzeren Amortisationsdauer den höheren Gewinn, bei trotzdem sehr hoher Flusswasser Einsparung und Abwasserreduzierung.

Die obige Aussage bezüglich Amortisationsdauer und Betriebskosten sind für höher entwickelte Länder gültig, wo ein kombinierter Wasserpreis von 2,8€/m³ realistisch ist. Wenn dieses Projekt allerdings in Ländern realisiert wird, wo der Wasserpreis sehr gering ist, also größtenteils in Entwicklungsländer, dann verlängert sich die Amortisationsdauer um ein Vielfaches. Ein kombinierter Wasserpreis könnte dann bei 0,6€/m³ liegen. Dadurch ändern sich die laufenden Betriebskosten wie folgt:

Betriebskosten für Wasserpreis von 2,8€/m³

Variante 1	696,15€/h
Variante 2	503,93€/h
Variante 3	466,63€/h

Betriebskosten für Wasserpreis von 0,6€/m³

Variante 1	189,41€/h
Variante 2	161,07€/h
Variante 3	174,90€/h

Trotz des nur sehr geringen Unterschieds der Betriebskosten im Vergleich zur Variante 1, können die höheren Investitionskosten der Variante 2 schon nach knapp

4 Jahren amortisiert werden. Die mit sehr hohen Investitionskosten behaftete Variante 3 amortisiert sich allerdings erst nach gut 19 Jahren. Dies liegt zum Großteil ebenfalls an dem sehr geringen Unterschied der Betriebskosten, dieser liegt für die Variante 3 bei nur 15€/h.

Die Amortisationsdauer in Ländern mit geringerem Wasserpreis ist allerdings nur gültig bei ähnlicher Flusswasserqualität. Falls die Flusswasserinhaltsstoffe weit von den angegebenen Werten abweichen, schwankt auch die Amortisationsdauer und die damit verbundenen Betriebskosten.

In der folgenden Grafik ist der Zusammenhang aus Wasserpreis und Amortisationsdauer für die Varianten 2 und 3 im Vergleich zur Basis Variante 1 näher ersichtlich. Die für die Amortisationsdauer berechneten Betriebskosten beziehen sich auf ein Jahr mit 7200 Stunden. Hierbei ist ersichtlich, dass die Variante 2 bereits ab sehr niedrigen Wasserpreisen eine annehmbare Amortisationsdauer von knapp 4 Jahren erreicht. Die Amortisationsgrenze entspricht bei der Variante 2 einem Wasserpreis von ca. 0,55 €/m³ und bei der Variante 3 von 1,2 €/m³. Die angeführte Grenze der Amortisationsdauer von 4 Jahren ergibt sich aus Angaben von Kunden der Siemens VAI.

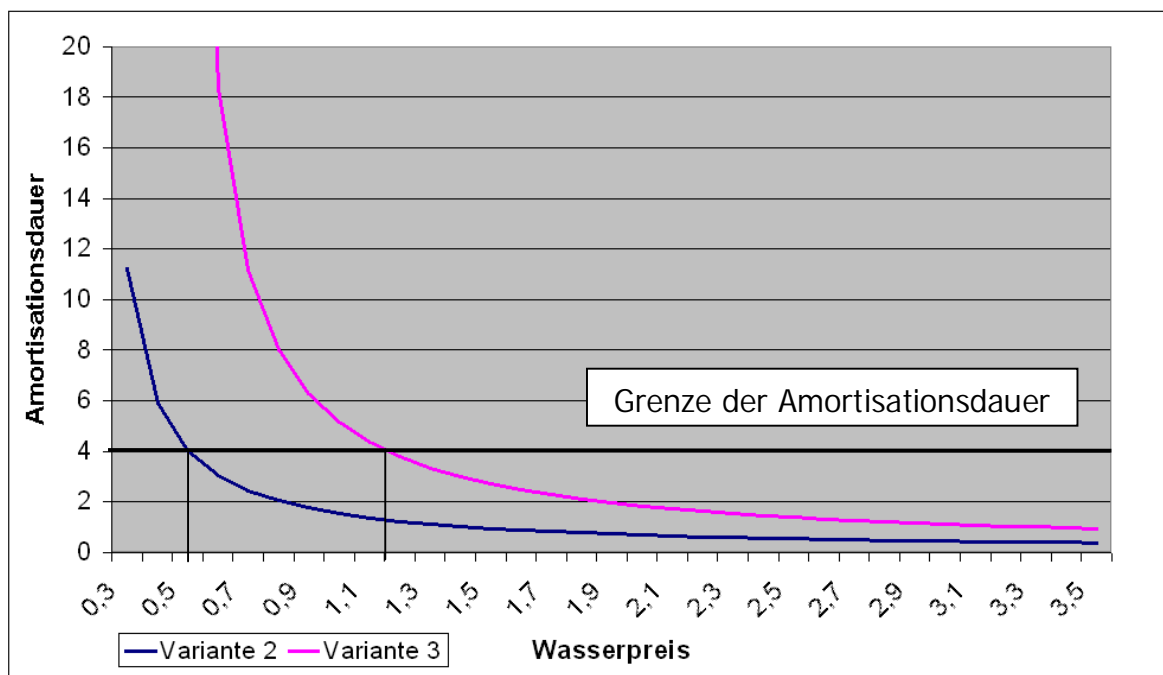


Abbildung 30 Zusammenhang Wasserpreis und Amortisationsdauer
/ Siemens VAI Intern/

Ausblick

Die Einsparung an Ressourcen wurde in erster Instanz erreicht und das mit einer sehr kurzen Amortisationsdauer. In weiterer Folge gibt es noch einige Möglichkeiten, das Ursprungsprojekt "Zero liquid discharge" zu erreichen, oder zumindest noch näher an das Ziel heranzukommen.

Beim Projekt zero liquid discharge soll das Abwasser komplett entwässert werden. Die Feststoffe werden ausgetragen und das gereinigte Wasser wird dem Prozess wieder zugeführt. Es gibt weitere Anlagen mit denen eine vollständige oder teilweise Entwässerung bewerkstelligt werden kann, dies sind z.B. Nanofiltration, Entcarbonisierung, Eindampfer und Pressen. Die Entcarbonisierung, also die Langsam- und Schnellentcarbonisierung wurde bereits in Kapitel 2.1.6 näher erläutert. Weiters gibt es eine detaillierte Aufstellung der Vor- und Nachteile von verschiedenen Pressen im Kapitel 2.1.6 in der Abbildung 10.

Als ersten Ansatz können dem derzeitigen Abwasser noch die Härtebildner und Salze entzogen werden. Die Entfernung der Härtebildner ist z.B. durch Anwendung einer Nanofiltration oder auch durch Verwendung einer Entcarbonisierung möglich. Allerdings muss bei einer Langsam oder Schnellentcarbonisierung noch der daraus anfallende Kalkschlamm behandelt werden. Dieser Schlamm entsteht im Reaktor unter Zugabe von Kalkmilch, dabei wird das gebildete Calciumcarbonat ausgefällt. Dieser Schlamm hat noch einen sehr hohen Wasseranteil. Mögliche Schlammmentwässerungen sind unter anderem Pressen, Zentrifugen, aber auch Trockenbeete sind üblich. Trockenbeete waren bis vor einigen Jahren noch die am häufigsten angewandte Einrichtung zur Schlammmentwässerung. Der Schlamm entwässert durch Schwerkraft und auch durch Verdunstung, somit sind bevorzugte Einsatzbereiche aride Gebiete. Das vom Schlamm abgegebene Wasser sickert in Drainageleitungen und wird abtransportiert.

Das gereinigte Wasser aus der Nanofiltration oder aus der Entcarbonisierung beinhaltet des weiteren noch große Salzfrachten, diese Frachten können mit einem Eindampfer oder mit einem Kristallisator auskristallisiert werden. Siehe dazu Kapitel 2.1.7. In diesem Kapitel wird auf die Funktionsweise näher eingegangen.

Durch diese Anlagen ist eine vollständige Entfernung aller Härtebildner und Salze möglich, das gereinigte Wasser wird dem Kreislauf wieder zugefügt und die Feststoffe werden getrennt entsorgt.

Als Alternative zu den weiterführenden Reinigungsschritten ist die Verwendung des Abwassers in anderen Bereichen. Eine solche Weiterverwendung des Abwassers ist zum Beispiel die Schlackenköhlung. Schlacke entsteht bei fast allen metallurgischen Herstellungs- und Verarbeitungsprozessen. Bei der Verhüttung bildet sich infolge ihrer geringeren Dichte eine homogene Schlackenschicht (so genannte Schlackendecke) auf dem Metallbad. Die Schlacke wird im Schmelzfluss vom Metall abgetrennt und anschließend in flüssigem Zustand zum Abkühlen in so genannte Beete abgegossen. Hierbei wird das Wasser direkt auf die heiße Schlacke aufgesprüht. Solch eine weitere Verwendung ist allerdings nur möglich wenn keine oder nur sehr geringe Anforderungen an die Kühlwasserinhaltsstoffe gestellt werden.

Literaturverzeichnis

/AEUV, Sechster Teil, Titel 1, Kapitel 2, Abschnitt 1, Artikel 288/

Vertrag über die Arbeitsweise der Europäischen Union

Titel 1: Vorschriften über die Organe; Kapitel 2: Rechtsakte der Union, Annahmeverfahren und sonstige Vorschriften; Abschnitt 1: Die Rechtsakte der Union; ehemalg Artikel 249 EGV

URL:<http://www.aeuv.de/aeuv/sechster-teil/titel-i/kapitel-2/abschnitt-1/art-288.html>,
verfügbar am 10.06.2012

/AWR5, Industrieabwasserreinigung, DDI Mag. Michaela Kröppl/

Skriptum, Fachhochschule Wels, DDI Mag. Michaela Kröppl, WS 08/09,

URL:[http://info.fh-](http://info.fh-wels.at/skripten/MKroepppl/LVA_5_Semester/WS_08_09/WS_08_09_AAR5.pdf)

[wels.at/skripten/MKroepppl/LVA_5_Semester/WS_08_09/WS_08_09_AAR5.pdf](http://info.fh-wels.at/skripten/MKroepppl/LVA_5_Semester/WS_08_09/WS_08_09_AAR5.pdf)

verfügbar am 03.08.2012

/Bundesgesetzblatt: 222. Verordnung, 1998/

1072. Verordnung: Indirekteinleiterverordnung - IEV

Wien: Verordnung des Bundesministers für Land- und Forstwirtschaft

/Bundesgesetzblatt: 345. Verordnung, 1997/

345. Verordnung: Begrenzung von Abwasseremissionen aus der Aufbereitung, Veredelung und Weiterverarbeitung von Eisenerzen sowie aus der Eisen- und Stahlherstellung und -verarbeitung (AEV Eisen - Metallindustrie)

Wien: Verordnung des Bundesministers für Land- und Forstwirtschaft

/Bundesgesetzblatt: 1072. Verordnung, 1994/

1072. Verordnung: Begrenzung von Abwasseremissionen aus Kühlsystemen und Dampferzeugern

Wien: Verordnung des Bundesministers für Land- und Forstwirtschaft

/Deutsche Bank Research, Weltrohstahlerzeugung (Diagramm)/

Dr. Uwe Perlitz, Aktuelle Marktlage und zukünftige Trends im Stahlmarkt,
November 2009

URL: http://www.dbresearch.de/PROD/DBR_INTERNET_DE-PROD/PROD0000000000231890/Pr%C3%A4sentation%3A+Aktuelle+Marktlage+und+zuk%C3%BCnftige+Trends+im+Stahlmarkt.pdf ,
verfügbar am 26.04.2012

/Deutsche Bank Research, Weltrohstahlerzeugung (Tabelle)/

Dr. Uwe Perlitz, Weltweite Entwicklung der Stahlindustrie - Im Fokus: Stahlmärkte
in China & Indien, September 2007

URL: http://www.dbresearch.de/PROD/DBR_INTERNET_DE-PROD/PROD0000000000216075/Pr%C3%A4sentation%3A+Weltweite+Entwicklung+der+Stahlindustrie+-+Im+Fokus%3A+Stahlm%C3%A4rkte+in+China+%26+Indien.pdf ,
verfügbar am 26.04.2012

/DVGW, Technologie-Report Nr. 3/08, 2008/

DVGW, Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V.

URL: <http://www.dvgw.de/angebote-leistungen/forschung/technologie-report/aufbereitung/ausgabe-308/>
verfügbar am 20.08.2012

/DVGW: Wasseraufbereitung - Grundlagen und Verfahren, 2004/

DVGW Deutsche Vereinigung des Gas- und Wasserfaches e.V.,
Lehr- und Handbuch Wasserversorgung Bd. 6
München: Oldenbourg Industrieverlag GmbH, 2004

/Evaluierung der BAT Dokumente: BE-212, 2002/

Günther Sammer, Ilona Szednyi
Wien: Umweltbundesamt GmbH, 2002

/J. Mutschmann, F. Stimmelmayer: Taschenbuch der Wasserversorgung, 2007/
Johann Mutschmann / Fritz Stimmelmayer: Taschenbuch der Wasserversorgung,
14. Auflage, Wiesbaden: Friedr. Vieweg & Sohn Verlag, 2007

/Lanxess AG: Reinhaltung von Abwasser mittels Lewatit, 2009/
Dr. Stefan Neuman, Reinhaltung von Abwasser mittels Lewatit, 2009,
URL: http://www.ionexchange.com/imperia/md/content/ion/broschueren/broschuere_abwasser_deutsch.pdf ,
verfügbar am 10.06.2012

/M. Degner, R. Fandrich: Stahlfibel, 2007/
Michael Degner / Reinhard Fandrich; Stahlfibel
Düsseldorf: Verlag Stahleisen GmbH, 2007

/T. Melin, R. Rautenbach: Membranverfahren, 2007/
Thomas Melin, Robert Rautenbach: Membranverfahren, Grundlagen der Modul-
und Anlagenauslegung,
3. Auflage, Berlin Heidelberg: Springer-Verlag, 2007

/Wechselkurs Euro / Dollar, Finanzen.net, 29.07.2012/
Finanzen.net, Aktueller Wechselkurs Euro auf Dollar
URL: <http://www.finanzen.net/devisen/dollarkurs>
verfügbar am 29.07.2012

/World water prices, Global water tariff survey, 2008/
Summary of key data from the 2008 GWI / OECD Global water tariff survey
URL: <http://www.globalwaterintel.com/archive/9/9/analysis/world-water-prices-rise-by-67.html>
verfügbar am 29.07.2012

Anlagen

Anlage A1 - Frachtenrechnung Variante 1	viii
Anlage A2 - Frachtenrechnung Variante 2	ix
Anlage A3 - Frachtenrechnung Variante 3	x

Flusswasser / Rohwasser		
Q=427 m³/h		
TH=245 mg/l	13,72 °dH	
Ca=96 mg/l	Ca=41,04 kg/h	Ca=985,04 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0,52 kg/h	Mg=12,50 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,06 kg/h	Fe=1,54 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=34,16 kg/h	Cl=819,84 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=22,27 kg/h	SO4=534,54 kg/d

Q=75,107 l/Regeneration		
Na=14,57 g/l	Na=1.094,27 kg	Na=3.282,81 kg/d
Cl=23 g/l	Cl=1.693,50 kg	Cl=5.080,50 kg/d

Q=264 m³/h	13,74 °dH	
TH=245 mg/l		
Ca=96 mg/l	Ca=25,38 kg/h	Ca=609,02 kg/d
Mg=1,2 mg/l	Mg=0,32 kg/h	Mg=7,73 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,04 kg/h	Fe=0,95 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=21,12 kg/h	Cl=506,88 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=13,77 kg/h	SO4=330,49 kg/d

Ionen austauscherleistung		
Q=264 m³/h	Lauftzeit: 8 h	
TH=146 mg/l	6,18 °dH	
Ca=57 mg/l	Ca=120,38 kg	Ca=360,46 kg/d
Mg=0,7 mg/l	Mg=1,48 kg	Mg=4,58 kg/d

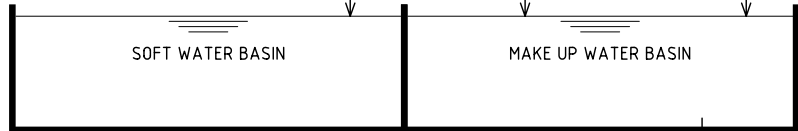
Frachten / Regeneration		
Q=75,107 l/Regeneration		
TH=4,083 mg/l	228,65 °dH	
Ca=1.599,73 mg/l	Ca=120,15 kg	
Mg=20,33 mg/l	Mg=1,53 kg	
Cl=22.548 mg/l	Cl=1.693,50 kg	
Na=9.713 mg/l	Na=729,51 kg	

24 h Durchschnittsfrachten		
Q=9,39 m³/h	228,65 °dH	
TH=4,083 mg/l		
Ca=1.599,73 mg/l	Ca=15,02 kg/h	Ca=360,46 kg/d
Mg=20,33 mg/l	Mg=0,19 kg/h	Mg=4,58 kg/d
Cl=22.548 mg/l	Cl=211,69 kg/h	Cl=5.080,50 kg/d
Na=14.569 mg/l	Na=136,78 kg/h	Na=3.282,80 kg/d

Enthärtetes Wasser / Soft water		
Q=9 m³/h		
TH=100 mg/l	5,58 °dH	
Ca=39 mg/l	Ca=0,35 kg/h	Ca=8,47 kg/d
Mg=0,50 mg/l	Mg=0,00 kg/h	Mg=0,11 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,00 kg/h	Fe=0,03 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=0,72 kg/h	Cl=17,28 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=0,47 kg/h	SO4=11,27 kg/d
Na=172,71 mg/l	Na=1,55 kg/h	Na=37,20 kg/d

Zusatzwasser / Make water		
Q=255 m³/h	5,58 °dH	
TH=100 mg/l		
Ca=39 mg/l	Ca=9,95 kg/h	Ca=238,68 kg/d
Mg=0,50 mg/l	Mg=0,13 kg/h	Mg=3,06 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,04 kg/h	Fe=0,92 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=20,40 kg/h	Cl=489,60 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=13,30 kg/h	SO4=319,22 kg/d
Na=172,71 mg/l	Na=44,04 kg/h	Na=1.056,96 kg/d

Q=163 m³/h		
TH=245 mg/l	13,72 °dH	
Ca=96 mg/l	Ca=15,67 kg/h	Ca=376,02 kg/d
Mg=1,22 mg/l	Mg=0,20 kg/h	Mg=4,77 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,02 kg/h	Fe=0,59 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=13,04 kg/h	Cl=312,96 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=8,50 kg/h	SO4=204,05 kg/d



Zusatzwasser / Make up water		
Q=418 m³/h		
TH=156 mg/l	8,76 °dH	
Ca=61 mg/l	Ca=25,61 kg/h	Ca=614,70 kg/d
Mg=0,78 mg/l	Mg=0,33 kg/h	Mg=7,83 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,06 kg/h	Fe=1,50 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=33,44 kg/h	Cl=802,56 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=21,80 kg/h	SO4=523,27 kg/d
Na=105,36 mg/l	Na=44,04 kg/h	Na=1.056,96 kg/d

Zusatzwasser für Kühlturm 1		
Q=264 m³/h		
TH=156 mg/l	8,76 °dH	
Ca=61 mg/l	Ca=16,18 kg/h	Ca=388,23 kg/d
Mg=0,78 mg/l	Mg=0,21 kg/h	Mg=4,95 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,04 kg/h	Fe=0,95 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=21,12 kg/h	Cl=506,88 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=13,77 kg/h	SO4=330,49 kg/d
Na=105,36 mg/l	Na=27,81 kg/h	Na=667,55 kg/d



Blow down water Kühlturm 1		
Q=101 m³/h		
TH=469 mg/l	26,28 °dH	
Ca=184 mg/l	Ca=18,57 kg/h	Ca=445,59 kg/d
Mg=2,34 mg/l	Mg=0,24 kg/h	Mg=5,68 kg/d
Fe=0,5 mg/l	Fe=0,05 kg/h	Fe=1,09 kg/d
Cl=240 mg/l	Cl=24,24 kg/h	Cl=581,76 kg/d
SO4=156 mg/l	SO4=15,80 kg/h	SO4=379,31 kg/d
Na=316,08 mg/l	Na=31,92 kg/h	Na=766,17 kg/d

Zusatzwasser für Kühlturm 2		
Q=65 m³/h		
TH=156 mg/l	8,76 °dH	
Ca=61 mg/l	Ca=3,98 kg/h	Ca=95,59 kg/d
Mg=0,78 mg/l	Mg=0,05 kg/h	Mg=1,22 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,01 kg/h	Fe=0,23 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=5,20 kg/h	Cl=12 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=3,39 kg/h	SO4=81,37 kg/d
Na=105,36 mg/l	Na=6,85 kg/h	Na=164,36 kg/d

Kühlkreislauf 1		
Q=7.360 m³/h		
TH=735 mg/l		
Ca=184 mg/l		
Mg=2,34 mg/l		
Fe=0,5 mg/l		
Cl=240 mg/l		
SO4=156 mg/l		
Na=316,08 mg/l		



Blow down water Kühlturm 2		
Q=14 m³/h		
TH=469 mg/l	26,28 °dH	
Ca=184 mg/l	Ca=2,57 kg/h	Ca=61,76 kg/d
Mg=2,34 mg/l	Mg=0,03 kg/h	Mg=0,78 kg/d
Fe=0,5 mg/l	Fe=0,01 kg/h	Fe=0,15 kg/d
Cl=240 mg/l	Cl=3,36 kg/h	Cl=8,08 kg/d
SO4=156 mg/l	SO4=2,19 kg/h	SO4=52,58 kg/d
Na=316,08 mg/l	Na=4,43 kg/h	Na=106,20 kg/d

Zusatzwasser für Kühlturm 3		
Q=89 m³/h		
TH=156 mg/l	8,76 °dH	
Ca=61 mg/l	Ca=5,45 kg/h	Ca=130,88 kg/d
Mg=0,78 mg/l	Mg=0,07 kg/h	Mg=1,67 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,01 kg/h	Fe=0,32 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=7,12 kg/h	Cl=17 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=4,64 kg/h	SO4=111,41 kg/d
Na=105,36 mg/l	Na=9,38 kg/h	Na=225,05 kg/d

Kühlkreislauf 2		
Q=435 m³/h		
TH=469 mg/l		
Ca=184 mg/l		
Mg=2,34 mg/l		
Fe=0,5 mg/l		
Cl=240 mg/l		
SO4=156 mg/l		
Na=316,08 mg/l		



Blow down water Kühlturm 3		
Q=26 m³/h		
TH=469 mg/l	26,28 °dH	
Ca=184 mg/l	Ca=4,78 kg/h	Ca=114,71 kg/d
Mg=2,34 mg/l	Mg=0,06 kg/h	Mg=1,46 kg/d
Fe=0,5 mg/l	Fe=0,01 kg/h	Fe=0,28 kg/d
Cl=240 mg/l	Cl=6,24 kg/h	Cl=149,76 kg/d
SO4=156 mg/l	SO4=4,07 kg/h	SO4=97,64 kg/d
Na=316,08 mg/l	Na=8,22 kg/h	Na=197,23 kg/d

Kühlkreislauf 3		
Q=2.710 m³/h		
TH=469 mg/l		
Ca=184 mg/l		
Mg=2,34 mg/l		
Fe=0,5 mg/l		
Cl=240 mg/l		
SO4=156 mg/l		
Na=316,08 mg/l		

Q=150 m³/h		
TH=695 mg/l	38,91 °dH	
Ca=272 mg/l	Ca=40,94 kg/h	Ca=982,51 kg/d
Mg=3,47 mg/l	Mg=0,52 kg/h	Mg=12,51 kg/d
Fe=0,4 mg/l	Fe=0,06 kg/h	Fe=1,52 kg/d
Cl=1.610 mg/l	Cl=242,17 kg/h	Cl=5.812,10 kg/d
SO4=147 mg/l	SO4=22,06 kg/h	SO4=529,53 kg/d
Na=1.205,88 mg/l	Na=181,35 kg/h	Na=4.352,40 kg/d

ERSTELLER	DATUM				
Cechovic	03.09.2012				
SIEMENS					
VAI					
Frachtenrechnung Variante 1					

ANHANG A1

SEITE viii

Flusswasser / Rohwasser		
Q=357 m³/h		
TH=245 mg/l	13,72 °dH	
Ca=96 mg/l	Ca=34,27 kg/h	Ca=822,53 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0,36 kg/h	Mg=8,57 kg/d
Fe=0,2 mg/l	Fe=0,07 kg/h	Fe=1,71 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=28,56 kg/h	Cl=685,44 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=18,56 kg/h	SO4=445,54 kg/d

Verschneidung Permat mit Flusswasser		
Q=427 m³/h		
TH=205 mg/l	11,48 °dH	
Ca=80 mg/l	Ca=54,28 kg/h	Ca=822,77 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0,44 kg/h	Mg=10,44 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,05 kg/h	Fe=1,30 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=26,55 kg/h	Cl=685,08 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=16,60 kg/h	SO4=446,37 kg/d
Na=0,0 mg/l	Na=0,00 kg/h	Na=0,00 kg/d

Q=47.590 l/Regeneration		
Na=14,57 g/l	Na=693,35 kg	Na=2.080,05 kg/d
Cl=23 g/l	Cl=1.072,41 kg	Cl=3.217,23 kg/d

Q=200 m³/h		
TH=205 mg/l	11,48 °dH	
Ca=80 mg/l	Ca=16,06 kg/h	Ca=385,37 kg/d
Mg=1,0 mg/l	Mg=0,20 kg/h	Mg=4,89 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,03 kg/h	Fe=0,61 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=13,37 kg/h	Cl=320,88 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=8,71 kg/h	SO4=209,07 kg/d

Ionenaustauscherleistung		
Q=200 m³/h	running time 18 h	
TH=105 mg/l	5,90 °dH	
Ca=41 mg/l	Ca=65,69 kg	Ca=197,07 kg/d
Mg=0,5 mg/l	Mg=0,84 kg	Mg=2,51 kg/d

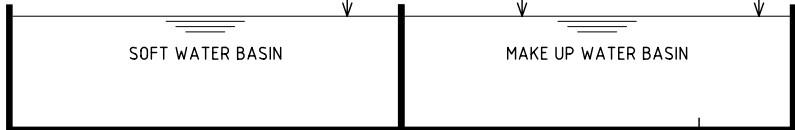
Frachten / Regeneration		
Q=47.590 l/Regeneration		
TH=3.523 mg/l	197,29 °dH	
Ca=1.380,33 mg/l	Ca=65,69 kg	
Mg=17,55 mg/l	Mg=0,84 kg	
Cl=22.635 mg/l	Cl=1.072,41 kg	
Na=9.713 mg/l	Na=462,23 kg	

24 h Durchschnittsfrachten		
Q=5,95 m³/h		
TH=3.523 mg/l	197,29 °dH	
Ca=1.380,33 mg/l	Ca=8,21 kg/h	Ca=197,07 kg/d
Mg=17,55 mg/l	Mg=0,10 kg/h	Mg=2,51 kg/d
Cl=22.635 mg/l	Cl=134,05 kg/h	Cl=3.217,23 kg/d
Na=14.569 mg/l	Na=86,67 kg/h	Na=2.080,05 kg/d

enthärtetes Wasser / Soft water		
Q=9 m³/h		
TH=100 mg/l	5,58 °dH	
Ca=39 mg/l	Ca=0,35 kg/h	Ca=8,47 kg/d
Mg=0,50 mg/l	Mg=0,00 kg/h	Mg=0,11 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,00 kg/h	Fe=0,03 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=0,60 kg/h	Cl=14,44 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=0,39 kg/h	SO4=9,41 kg/d
Na=144,45 mg/l	Na=1,30 kg/h	Na=31,20 kg/d

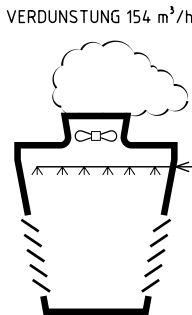
Zusatzwasser / Make water		
Q=191 m³/h		
TH=100 mg/l	5,58 °dH	
Ca=39 mg/l	Ca=7,45 kg/h	Ca=178,78 kg/d
Mg=0,5 mg/l	Mg=0,10 kg/h	Mg=2,29 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,02 kg/h	Fe=0,58 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=12,77 kg/h	Cl=308,44 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=8,32 kg/h	SO4=199,66 kg/d
Na=144,45 mg/l	Na=27,59 kg/h	Na=662,15 kg/d

Q=227 m³/h		
TH=245 mg/l	13,72 °dH	
Ca=80 mg/l	Ca=18,22 kg/h	Ca=437,40 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0,23 kg/h	Mg=5,55 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,03 kg/h	Fe=0,69 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=15,18 kg/h	Cl=364,20 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=9,89 kg/h	SO4=237,30 kg/d



Zusatzwasser / Make up water		
Q=418 m³/h		
TH=157 mg/l	8,78 °dH	
Ca=61,4 mg/l	Ca=25,67 kg/h	Ca=616,17 kg/d
Mg=0,8 mg/l	Mg=0,33 kg/h	Mg=7,84 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,05 kg/h	Fe=1,27 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=27,94 kg/h	Cl=670,64 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=18,21 kg/h	SO4=436,96 kg/d
Na=66,00 mg/l	Na=27,59 kg/h	Na=662,15 kg/d

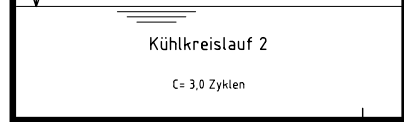
Zusatzwasser für Kühlturm 1		
Q=264 m³/h		
TH=157 mg/l	8,78 °dH	
Ca=61,4 mg/l	Ca=16,22 kg/h	Ca=389,16 kg/d
Mg=0,8 mg/l	Mg=0,21 kg/h	Mg=4,95 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,03 kg/h	Fe=0,80 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=17,65 kg/h	Cl=423,56 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=11,50 kg/h	SO4=275,97 kg/d
Na=66,00 mg/l	Na=17,42 kg/h	Na=418,20 kg/d



Blow down water Kühlturm 1		
Q=101 m³/h		
TH=470 mg/l	26,34 °dH	
Ca=184,3 mg/l	Ca=18,61 kg/h	Ca=446,65 kg/d
Mg=2,3 mg/l	Mg=0,24 kg/h	Mg=5,69 kg/d
Fe=0,4 mg/l	Fe=0,04 kg/h	Fe=0,92 kg/d
Cl=201 mg/l	Cl=20,26 kg/h	Cl=486,14 kg/d
SO4=131 mg/l	SO4=13,20 kg/h	SO4=316,74 kg/d
Na=198,01 mg/l	Na=20,00 kg/h	Na=479,98 kg/d

Zusatzwasser für Kühlturm 2		
Q=65 m³/h		
TH=157 mg/l	8,78 °dH	
Ca=61,4 mg/l	Ca=3,99 kg/h	Ca=95,82 kg/d
Mg=0,8 mg/l	Mg=0,05 kg/h	Mg=1,22 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,01 kg/h	Fe=0,20 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=4,35 kg/h	Cl=10,10 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=2,83 kg/h	SO4=67,95 kg/d
Na=66,00 mg/l	Na=4,29 kg/h	Na=102,97 kg/d

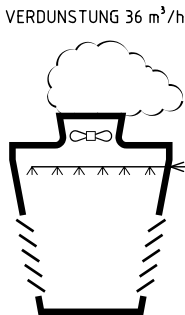
Kühlkreislauf 1		
Q=7360 m³/h		
TH=470 mg/l		
Ca=184 mg/l		
Mg=2 mg/l		
Fe=0,4 mg/l		
Cl=201 mg/l		
SO4=131 mg/l		
Na=198,01 mg/l		



Blow down water Kühlturm 2		
Q=14 m³/h		
TH=470 mg/l	26,34 °dH	
Ca=184,3 mg/l	Ca=2,58 kg/h	Ca=61,91 kg/d
Mg=2,3 mg/l	Mg=0,03 kg/h	Mg=0,79 kg/d
Fe=0,4 mg/l	Fe=0,01 kg/h	Fe=0,13 kg/d
Cl=201 mg/l	Cl=2,81 kg/h	Cl=0,07 kg/d
SO4=131 mg/l	SO4=1,83 kg/h	SO4=43,90 kg/d
Na=198,01 mg/l	Na=2,77 kg/h	Na=66,53 kg/d

Zusatzwasser für Kühlturm 3		
Q=89 m³/h		
TH=157 mg/l	8,78 °dH	
Ca=61,4 mg/l	Ca=5,47 kg/h	Ca=131,19 kg/d
Mg=0,8 mg/l	Mg=0,07 kg/h	Mg=1,67 kg/d
Fe=0,1 mg/l	Fe=0,01 kg/h	Fe=0,27 kg/d
Cl=67 mg/l	Cl=5,95 kg/h	Cl=14,14 kg/d
SO4=44 mg/l	SO4=3,88 kg/h	SO4=93,04 kg/d
Na=66,00 mg/l	Na=5,87 kg/h	Na=140,98 kg/d

Kühlkreislauf 2		
Q=435 m³/h		
TH=470 mg/l		
Ca=184 mg/l		
Mg=2 mg/l		
Fe=0,4 mg/l		
Cl=201 mg/l		
SO4=131 mg/l		
Na=198,01 mg/l		



Blow down water Kühlturm 3		
Q=26 m³/h		
TH=470 mg/l	26,34 °dH	
Ca=184,3 mg/l	Ca=4,79 kg/h	Ca=114,98 kg/d
Mg=2,3 mg/l	Mg=0,06 kg/h	Mg=1,46 kg/d
Fe=0,4 mg/l	Fe=0,01 kg/h	Fe=0,24 kg/d
Cl=201 mg/l	Cl=5,21 kg/h	Cl=125,14 kg/d
SO4=131 mg/l	SO4=3,40 kg/h	SO4=81,54 kg/d
Na=198,01 mg/l	Na=5,15 kg/h	Na=123,56 kg/d

Kühlkreislauf 3		
Q=2.710 m³/h		
TH=470 mg/l		
Ca=184 mg/l		
Mg=2 mg/l		
Fe=0,4 mg/l		
Cl=0 mg/l		
SO4=131 mg/l		
Na=198,01 mg/l		

The unauthorized use of this drawing or the reproduction of its content without the written permission of the author is prohibited and will be prosecuted.

Das unbefugte Verwenden oder die Reproduktion dieses Zeichnens ohne schriftliche Genehmigung des Verfassers ist untersagt und wird strafrechtlich verfolgt.

Q=76 m³/h		
TH=2.166 mg/l	121,31 °dH	
Ca=849,0 mg/l	Ca=64,91 kg/h	Ca=1.567,77 kg/d
Mg=10,6 mg/l	Mg=0,81 kg/h	Mg=19,43 kg/d
Fe=0,3 mg/l	Fe=0,03 kg/h	Fe=0,63 kg/d
Cl=4.609 mg/l	Cl=362,35 kg/h	Cl=8.456,50 kg/d
SO4=631 mg/l	SO4=48,25 kg/h	SO4=1.158,00 kg/d
Na=2.418,47 mg/l	Na=184,89 kg/h	Na=4.437,34 kg/d

ERSTELLER	DATUM				
Cechovic	03.09.2012				
SIEMENS					
VAI					
Frachtenrechnung Variante 2					
ANHANG A2			SEITE ix		

Flusswasser / Rohwasser		
Q=287 m³/h	TH=245 mg/l	
Ca=96 mg/l	Mg=27.59 kg/h	Ca=662.07 kg/d
Mg=1 mg/l	Fe=0.35 kg/h	Mg=8.40 kg/d
Fe=0.2 mg/l	Fe=0.04 kg/h	Fe=1.03 kg/d
Cl=80 mg/l	Cl=22.96 kg/h	Cl=551.04 kg/d
SO4=52 mg/l	SO4=14.97 kg/h	SO4=359.28 kg/d

Verschneidung Permeat mit Flusswasser		
Q=327 m³/h	TH=215 mg/l	12.06 °dH
Ca=84 mg/l	Ca=27.60 kg/h	Ca=662.30 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0.35 kg/h	Mg=8.41 kg/d
Fe=0.1 mg/l	Fe=0.04 kg/h	Fe=1.04 kg/d
Cl=70 mg/l	Cl=22.98 kg/h	Cl=551.43 kg/d
SO4=46 mg/l	SO4=14.97 kg/h	SO4=359.32 kg/d

Q=153 m³/h	TH=215 mg/l	12.06 °dH
Ca=84 mg/l	Ca=12.91 kg/h	Ca=309.89 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0.16 kg/h	Mg=3.93 kg/d
Fe=0.1 mg/l	Fe=0.02 kg/h	Fe=0.49 kg/d
Cl=70 mg/l	Cl=10.75 kg/h	Cl=258.01 kg/d
SO4=46 mg/l	SO4=7.61 kg/h	SO4=188.12 kg/d

Reinwasser RO		
Q=115 m³/h	TH=0 mg/l	0.03 °dH
Ca=0 mg/l	Ca=0.02 kg/h	Ca=0.51 kg/d
Mg=0 mg/l	Mg=0.00 kg/h	Mg=0.01 kg/d
Fe=0.0 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.01 kg/d
Cl=0 mg/l	Cl=0.04 kg/h	Cl=0.86 kg/d
SO4=0 mg/l	SO4=0.00 kg/h	SO4=0.08 kg/d

Q=4 m³/h	TH=215 mg/l	12.06 °dH
Ca=84 mg/l	Ca=0.34 kg/h	Ca=8.10 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0.23 kg/h	Mg=0.00 kg/d
Fe=0.1 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.00 kg/d
Cl=70 mg/l	Cl=5.93 kg/h	Cl=0.04 kg/d
SO4=46 mg/l	SO4=0.05 kg/h	SO4=0.00 kg/d

Enthartetes Wasser / Soft water		
Q=9 m³/h	TH=94 mg/l	5.27 °dH Sollwert -4,5
Ca=38 mg/l	Ca=0.34 kg/h	Ca=8.12 kg/d
Mg=0 mg/l	Mg=0.00 kg/h	Mg=0.00 kg/d
Fe=0.0 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.00 kg/d
Cl=0 mg/l	Cl=0.00 kg/h	Cl=0.00 kg/d
SO4=0 mg/l	SO4=0.00 kg/h	SO4=0.00 kg/d

Q=170 m³/h	TH=245 mg/l	13.72 °dH
Ca=84 mg/l	Ca=14.35 kg/h	Ca=344.32 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0.18 kg/h	Mg=4.37 kg/d
Fe=0.1 mg/l	Fe=0.02 kg/h	Fe=0.54 kg/d
Cl=70 mg/l	Cl=11.94 kg/h	Cl=286.67 kg/d
SO4=46 mg/l	SO4=7.78 kg/h	SO4=186.80 kg/d

Q=5 m³/h	TH=0 mg/l	0.03 °dH
Ca=0 mg/l	Ca=0.00 kg/h	Ca=0.02 kg/d
Mg=0 mg/l	Mg=0.00 kg/h	Mg=0.00 kg/d
Fe=0.0 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.00 kg/d
Cl=0 mg/l	Cl=0.00 kg/h	Cl=0.04 kg/d
SO4=0 mg/l	SO4=0.00 kg/h	SO4=0.00 kg/d

Konzentrat Umkehrosmose		
Q=30 m³/h	TH=905 mg/l	50.65 °dH
Ca=354 mg/l	Ca=10.63 kg/h	Ca=255.17 kg/d
Mg=5 mg/l	Mg=0.14 kg/h	Mg=3.24 kg/d
Fe=0.1 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.09 kg/d
Cl=495 mg/l	Cl=14.88 kg/h	Cl=367.12 kg/d
SO4=195 mg/l	SO4=5.85 kg/h	SO4=140.33 kg/d

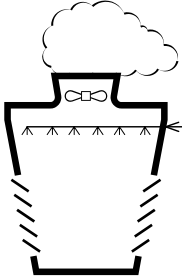
Zusatzwasser / Make water		
Q=110 m³/h	TH=0 mg/l	0.03 °dH
Ca=0 mg/l	Ca=0.02 kg/h	Ca=0.49 kg/d
Mg=0 mg/l	Mg=0.00 kg/h	Mg=0.01 kg/d
Fe=0.0 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.01 kg/d
Cl=0 mg/l	Cl=0.03 kg/h	Cl=0.62 kg/d
SO4=0 mg/l	SO4=0.00 kg/h	SO4=0.08 kg/d

MAKE UP WATER BASIN

SOFT WATER BASIN

Zusatzwasser / Make up water		
Q=280 m³/h	TH=131 mg/l	7.33 °dH
Ca=51 mg/l	Ca=14.37 kg/h	Ca=344.81 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0.18 kg/h	Mg=4.37 kg/d
Fe=0.1 mg/l	Fe=0.02 kg/h	Fe=0.55 kg/d
Cl=43 mg/l	Cl=11.98 kg/h	Cl=287.49 kg/d
SO4=28 mg/l	SO4=7.79 kg/h	SO4=186.88 kg/d

VERDUNSTUNG 154 m³/h



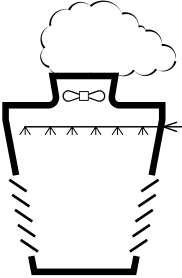
Kühlkreislauf 1
C= 3,5 Zyklen

Blow down water Kühlturm 1		
Q=62 m³/h	TH=458 mg/l	25.67 °dH
Ca=180 mg/l	Ca=11.13 kg/h	Ca=267.22 kg/d
Mg=2 mg/l	Mg=0.14 kg/h	Mg=3.39 kg/d
Fe=0.3 mg/l	Fe=0.02 kg/h	Fe=0.42 kg/d
Cl=150 mg/l	Cl=9.28 kg/h	Cl=222.81 kg/d
SO4=97 mg/l	SO4=6.03 kg/h	SO4=144.83 kg/d

Zusatzwasser für Kühlturm 2		
Q=14 m³/h	TH=131 mg/l	7.33 °dH
Ca=51 mg/l	Ca=0.72 kg/h	Ca=17.24 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0.01 kg/h	Mg=0.22 kg/d
Fe=0.1 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.03 kg/d
Cl=43 mg/l	Cl=0.60 kg/h	Cl=0.01 kg/d
SO4=28 mg/l	SO4=0.39 kg/h	SO4=9.34 kg/d

Kühlkreislauf 1		
Q=7.360 m³/h	TH=458 mg/l	
Ca=180 mg/l	Mg=2 mg/l	Fe=0.3 mg/l
Cl=150 mg/l	SO4=97 mg/l	

VERDUNSTUNG 10 m³/h



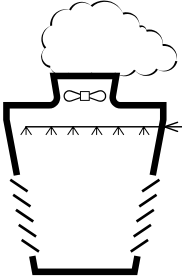
Kühlkreislauf 2
C= 3,5 Zyklen

Blow down water Kühlturm 2		
Q=4 m³/h	TH=458 mg/l	25.67 °dH
Ca=180 mg/l	Ca=0.72 kg/h	Ca=17.24 kg/d
Mg=2 mg/l	Mg=0.01 kg/h	Mg=0.22 kg/d
Fe=0.3 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.03 kg/d
Cl=150 mg/l	Cl=0.60 kg/h	Cl=0.01 kg/d
SO4=97 mg/l	SO4=0.39 kg/h	SO4=9.34 kg/d

Zusatzwasser für Kühlturm 3		
Q=50 m³/h	TH=131 mg/l	7.33 °dH
Ca=51 mg/l	Ca=2.57 kg/h	Ca=61.57 kg/d
Mg=1 mg/l	Mg=0.03 kg/h	Mg=0.78 kg/d
Fe=0.1 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.10 kg/d
Cl=43 mg/l	Cl=2.14 kg/h	Cl=0.05 kg/d
SO4=28 mg/l	SO4=1.39 kg/h	SO4=33.37 kg/d

Kühlkreislauf 2		
Q=435 m³/h	TH=458 mg/l	
Ca=180 mg/l	Mg=2 mg/l	Fe=0.3 mg/l
Cl=150 mg/l	SO4=97 mg/l	

VERDUNSTUNG 36 m³/h



Kühlkreislauf 3
C= 3,5 Zyklen

Blow down water Kühlturm 3		
Q=14 m³/h	TH=458 mg/l	25.67 °dH
Ca=180 mg/l	Ca=2.51 kg/h	Ca=60.34 kg/d
Mg=2 mg/l	Mg=0.03 kg/h	Mg=0.77 kg/d
Fe=0.3 mg/l	Fe=0.00 kg/h	Fe=0.10 kg/d
Cl=150 mg/l	Cl=2.10 kg/h	Cl=50.31 kg/d
SO4=97 mg/l	SO4=1.36 kg/h	SO4=32.70 kg/d

Kühlkreislauf 3		
Q=2.710 m³/h	TH=458 mg/l	
Ca=180 mg/l	Mg=2 mg/l	Fe=0.3 mg/l
Cl=0 mg/l	SO4=97 mg/l	

FLUSSWASSER

KONZENTRAT

UMKEHR-
OSMOSE


PERMEAT

PERMEAT

UMKEHR-
OSMOSE

ABWASSER

Q=70 m³/h	TH=1.560 mg/l	87.36 °dH
Ca=61.1 mg/l	Ca=42.80 kg/h	Ca=1.027.20 kg/d
Mg=5 mg/l	Mg=0.54 kg/h	Mg=12.84 kg/d
Fe=0.2 mg/l	Fe=0.02 kg/h	Fe=0.36 kg/d
Cl=1.982 mg/l	Cl=138.74 kg/h	Cl=3.329.76 kg/d
SO4=475 mg/l	SO4=33.22 kg/h	SO4=797.35 kg/d

ERSTELLER	DATUM				
Ceckovic	03.09.2012				
SIEMENS					
VAI 		Frachtenrechnung Variante 3			

The unauthorized use of this drawing or the reproduction of its content without the written permission of the author is prohibited and will be prosecuted.

Das unbefugte Ziehen, Weiterverbreitung oder die Reproduktion dieses Zeichnens ohne schriftliche Genehmigung des Verfassers ist untersagt und wird strafrechtlich verfolgt.



Eidesstattliche Erklärung

Ich erkläre, dass ich die vorliegende Arbeit selbständig und nur unter Verwendung der angegebenen Literatur und Hilfsmittel angefertigt habe.

Leonding, September 2012

Unterschrift